

UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID
ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE FLUIDOS



PROYECTO FIN DE CARRERA

Ingeniería Técnica Industrial:
Mecánica

**Efectos no-newtonianos de un cambiador de
calor comercial de doble tubo para
aplicaciones alimentarias.**

AUTOR: Alberto Aurelio Molina Sánchez
TUTOR: Marcos Vera Coello

Leganés, mayo 2006

*Efectos no-newtonianos en un cambiador de
calor comercial de doble tubo para
aplicaciones alimentarias.*

Alberto Aurelio Molina Sánchez
NIA 100041318

Director de Proyecto: Marcos Vera Coello
Área de Mecánica de Fluidos

Universidad Carlos III
2006

Dedicado a la memoria de mi abuelo y
a mi familia.

“El río tiene curvas por falta de consejeros”
(Proverbio africano)

Resumen

El objetivo del presente proyecto es evaluar la importancia que los efectos no newtonianos de los productos alimentarios ejercen sobre el flujo y la transferencia de calor en procesos industriales. En concreto, el estudio se basa en el comportamiento reológico pseudoplástico mostrado por el cremogenado de melocotón durante un proceso de enfriamiento. El proyecto consta de una primera parte de recopilación bibliográfica en la que se exponen los conocimientos necesarios para poder llevar a cabo el estudio posterior, describiéndose, en los apartados que lo componen, el proceso productivo del cremogenado de melocotón, sus principales causas de deterioro, su comportamiento reológico y la manera de determinar sus propiedades reológicas. En la segunda parte se ha realizado una simulación en Fluent de un intercambiador de calor de carcasa y tubo, donde el fluido tratado térmicamente es el cremogenado de melocotón y el fluido refrigerante el agua. En esta parte del proyecto se analiza la influencia que tiene el comportamiento no-newtoniano del cremogenado de melocotón sobre el flujo y la transferencia de calor desarrollados en el intercambiador. En primer lugar, se describe la implementación que es necesario realizar en Fluent para la simulación del cambiador, así como los problemas que se han planteado. En segundo lugar, se han validado los resultados obtenidos por Fluent, y por último se realiza un estudio en el que se comparan los resultados obtenidos al tener en cuenta las propiedades reológicas del fluido con los que se obtienen al suponer flujo newtoniano.

I. Índice.

Resumen

| | | |
|------|--|----|
| I. | Índice | 4 |
| II. | Glosario | 7 |
| III. | Introducción del proyecto | 9 |
| | III. I. Objetivos | 10 |
| | III. II. Alcance | 11 |
| | III. III. Descripción técnica del proyecto | 11 |

1ª Parte: Introducción a la industria alimentaria

| | | |
|----|--|----|
| A. | Prefacio | 14 |
| B. | Situación del sector de los derivados de fruta | 16 |
| | B.1 Introducción | 16 |
| | B.2 Sector hortofrutícola | 16 |
| | B.3 Producción de zumos | 18 |
| | B.4 Situación del melocotón en la economía española | 19 |
| C. | El cremogenado de melocotón y su elaboración | 21 |
| | C.1 Definiciones | 21 |
| | C.2 Proceso de elaboración | 22 |
| | C.3 Aspectos fundamentales del cremogenado de melocotón | 27 |
| D. | Causas de deterioro de los alimentos y tratamientos térmicos para su conservación | 28 |
| | D.1 Causas de deterioro de los alimentos | 28 |
| | D.2 Microorganismos | 29 |
| | D.3 Procedimientos utilizados en la conservación de alimentos | 31 |
| | D.4 Pasteurización | 32 |
| E. | Reología en productos industriales | 34 |
| | E.1 Introducción | 34 |
| | E.2 Clasificación de los fluidos según su comportamiento reológico | 35 |
| | E.2.1 Fluidos newtonianos | 35 |
| | E.2.2 Fluidos no newtonianos | 36 |
| | E.2.2.1 Fluidos independientes del tiempo | 38 |
| | E.2.2.2 Fluidos dependientes del tiempo | 43 |
| | E.2.2.3 Fluidos viscoelásticos | 45 |
| | E.3 Factores que influyen en el comportamiento reológico | 49 |
| | E.3.1 Efecto de la temperatura | 50 |
| | E.3.2 Efecto de la concentración sobre la viscosidad | 51 |
| | E.3.3 Efecto combinado de la temperatura y la concentración | 52 |

2ª PARTE: Simulación en Fluent de un proceso de enfriamiento del cremogonizado de melocotón en cambiador comercial de doble tubo.

| | |
|--|------------|
| 0. Prefacio | 54 |
| 1. Parámetros, implementación y problemática para la simulación | 58 |
| 1.1 Introducción | 58 |
| 1.2 Parámetros y rangos de funcionamiento adoptados en el problema | 58 |
| 1.2.1 Geometría del cambiador | 58 |
| 1.2.2 Rango térmico de funcionamiento del cambiador | 59 |
| 1.2.3 Propiedades reológicas y térmicas del cremogonizado de melocotón | 59 |
| 1.2.4 Caracterización del flujo | 63 |
| 1.2.5 Caracterización térmica del flujo | 70 |
| 1.3 Implementación y problemática de la implementación del caso en Fluent | 75 |
| 1.3.1 Definición de la malla | 75 |
| 1.3.2 Implementación del caso en Fluent | 78 |
| 2. Validación de los resultados obtenidos en Fluent | 84 |
| 2.1 Introducción | 84 |
| 2.2 Implementación del caso | 84 |
| 2.3 Validación de los resultados obtenidos en la caracterización del flujo de cremogonizado de melocotón | 86 |
| 2.4 Validación de los resultados obtenidos en la caracterización térmica del cremogonizado de melocotón | 93 |
| 3. Simulación y estudio del enfriamiento del cremogonizado de melocotón | 93 |
| 3.1 Introducción | 93 |
| 3.2 Implementación del caso | 94 |
| 3.3 Comparación de los resultados obtenidos | 97 |
| 3.3.1 Estudio comparativo del flujo desarrollado en cada caso | 98 |
| 3.3.2 Estudio comparativo de la caída de presión obtenida en cada caso | 118 |
| 3.3.3 Estudio comparativo de la transferencia de calor obtenida en cada caso | 121 |
| 4. Conclusiones | 150 |
| 4.1 Reología del cremogonizado de melocotón | 150 |
| 4.2 Caracterización del flujo | 150 |
| 4.3 Caída de presión | 151 |
| 4.4 Intercambio de calor | 152 |

5. **Bibliografía**_____154

ANEXOS

ANEXO I: Plano del intercambiador de calor_____158

ANEXO II: Ecuaciones para la caracterización de flujo no newtoniano__159

| | |
|---|-----|
| II. I Introducción | 159 |
| II. II Balance de momento en un conducto y perfil de Velocidades | 159 |
| II. III Caudal volumétrico en conductos | 163 |
| II. IV Esfuerzo cortante y velocidad de deformación en la pared | 165 |

ANEXO III: Medidas en Reología_____167

| | |
|---|-----|
| III. I Viscosímetros rotatorios | 167 |
| III. I. I Viscosímetro de cilindros concéntricos | 167 |
| III. I. II Viscosímetros de plato y cono | 172 |
| III. II Viscosímetros capilares | 173 |
| III. II. I Viscosímetros de vidrio | 174 |
| III. II. II Vasos de vertido | 175 |
| III. II. III Viscosímetros de pistón | 176 |
| III. III Criterios de selección de viscosímetros | 177 |
| III. IV Seguimiento y control continuo de la viscosidad | 179 |

ANEXO IV: Código de los UDFs programados_____182

ANEXO V: Tablas de propiedades de alimentos_____185

II. Glosario.

| | |
|-------------------|--|
| A | Área de intercambio del intercambiador (m^2). |
| ΔP | Caída de presión (Pa). |
| c_v | Calor específico a volumen constante ($k J/Kg \cdot K$). |
| c_p | Calor específico a presión constante ($k J/Kg \cdot K$). |
| Q | Caudal volumétrico (m^3/s). |
| ς | Conductividad térmica ($W/m \cdot K$). |
| U | Coefficiente global de transmisión de calor ($W/m^2 K$). |
| h | Coefficiente de transmisión de calor por convección ($W/m^2 K$). |
| R | Constante universal de los gases perfectos (kJ/mol). |
| ρ | Densidad (kg/m^3). |
| a | Diámetro exterior de la conducción anular (m). |
| b | Diámetro interior de la conducción anular (m). |
| D_h | Diámetro hidráulico (m). |
| D ó D_i | Diámetro de la conducción anular (m). |
| δ | Distancia entre cilindros en viscosímetro rotatorio (m). |
| AT_{lm} | Diferencia logarítmica media de temperaturas (adimensional). |
| r | Distancia radial al eje de simetría (m). |
| E_a | Energía de activación del flujo (kJ/mol). |
| \dot{E}_t | Energía térmica transportada por el fluido (J). |
| τ | Esfuerzo cortante (Pa). |
| τ_w | Esfuerzo cortante en la pared (Pa). |
| q | Flujo de calor (W/m^2). |
| \dot{m} | Flujo másico (kg/s). |
| n | Índice de comportamiento del flujo (adimensional). |
| K_H ó K | Índice de consistencia del flujo ($Pa \cdot s^n$). |
| K_w | Índice de consistencia definido en la pared ($Pa \cdot s^n$). |
| K_b | Índice de consistencia medio ($Pa \cdot s^n$). |
| s | Índice de refracción (adimensional). |
| L | Longitud del intercambiador (m). |
| δ_{DT} | Longitud necesaria para el desarrollo de la capa térmica (m). |
| Br | Número de Brinkman (adimensional). |
| Gz | Número de Graetz (adimensional). |
| Nu | Número de Nusselt (adimensional). |
| Pr | Número de Prandtl (adimensional). |
| $Re_{g_crítico}$ | Número de Reynolds crítico (adimensional). |
| Re_g | Número de Reynolds generalizado (adimensional). |
| Re | Número de Reynolds (adimensional). |
| T | Par ($N.m$). |
| p_o | Presión de entrada (Pa). |
| p_L | Presión de salida (Pa). |
| R_i | Radio cilindro interior (m). |

| | |
|-----------------------|---|
| R_2 | Radio cilindro exterior (m). |
| R_o | Radio de la sección anular del intercambiador(m). |
| T | Temperatura ($^{\circ}K$). |
| T_s | Temperatura en la pared de intercambio($^{\circ}K$). |
| T_m | Temperatura media($^{\circ}K$). |
| τ_0 | Umbral de fluencia (Pa). |
| u_x | Velocidad axial (m/s). |
| $\dot{\gamma}$ | Velocidad de deformación o gradiente de velocidad (s^{-1}). |
| $u_{x_{av}}$ | Velocidad media (m/s). |
| y'_w | Velocidad de deformación en la pared (Pa). |
| ω | Velocidad de giro (rad/s). |
| η ó μ | Viscosidad, viscosidad dinámica ($Pa.s$). |
| η_a | Viscosidad aparente ($Pa.s$). |
| $\eta_{g^{\infty}}$ | Viscosidad a gradiente infinito ($Pa.s$) . |
| η_{∞} ó k | Viscosidad de deformación infinita (adimensional). |

III. Introducción del proyecto.

Los alimentos en estado natural presentan un rápido deterioro que imposibilita su almacenaje durante largos periodos de tiempo. Este rápido deterioro dificulta la existencia de las especies en las épocas de carestía, y ha motivado el desarrollo de técnicas para su supervivencia, siendo comunes la migración o la hibernación en las especies. El ser humano ha conseguido dar un paso más: la **conservación** de los alimentos. Esta capacidad de conservar los alimentos que consume ha constituido y constituye uno de los mayores logros para su supervivencia y adaptación a los diferentes habitats, permitiendo un consumo de toda clase de alimentos durante todas las épocas del año.

El desarrollo de técnicas que permiten la conservación de los alimentos es casi tan antigua como la existencia del ser humano y, en la actualidad, la cantidad de procesos de conservación abarca una lista casi interminable: pasteurización, esterilización, escalado, cocción, refrigeración, congelación, secado, deshidratación, etc. Pero igual de larga que la lista de estas técnicas, es la variedad de productos diferentes a los que se les suministra. Todo esto ha dado lugar al desarrollo de una industria que manipula y procesa prácticamente la totalidad de los alimentos que consumimos, y en la cual, se diseñan líneas productivas en las que se ven comprometidos muchos campos de la ingeniería.

En nuestro caso, y en el del presente proyecto, el interés se va a centrar en los procesos productivos que preservan los alimentos mediante tratamientos térmicos destinados a la destrucción de los microorganismos por el calor utilizando para ello cambiadores de calor. En concreto, y debido a la necesidad de centrarse en un producto y un proceso productivo entre la gran variedad existente, se ha seleccionado un proceso de enfriamiento del cremogenado de melocotón durante la fase de pasteurización y homogeneización.

Por último, añadir que el presente proyecto es una introducción al campo de la industria alimentaria, en la que en la mayoría de las líneas de producción se emplean procesos mecánicos para la fabricación del producto. En la propia producción del cremogenado, además del uso continuado de intercambiadores, aparecen centrifugadoras, máquinas de vacío, etc. representando una interesante oportunidad para el ingeniero mecánico, que además de participar en el escalado del proceso productivo, puede, con sus conocimientos, introducir una optimización de los procesos y una mejora en las técnicas y maquinaria aplicadas.

III . I Objetivos

El presente proyecto surge del interés mostrado por la empresa Hrs-Spiratube (www.hrs-spiratube.com) en la realización de un estudio para la optimización de la transferencia de calor en intercambiadores de carcasa y tubo para fluidos alimentarios. Aunque este objetivo queda todavía lejos, este proyecto puede considerarse el primer paso dado por el Área de Mecánica de Fluidos de la UC3M hacia la comprensión de la física que gobierna los flujos no

newtonianos, un tema que sin duda se seguirá desarrollando en futuros proyectos.

Así pues, el objetivo principal del presente proyecto es el análisis del comportamiento reológico y térmico de los fluidos no-newtonianos, y más concretamente el de los fluidos empleados en la industria alimentaria, cuando son sometidos a un tratamiento térmico en el que se emplea un intercambiador de carcasa y tubo.

Pero esta acotación sigue siendo insuficiente, pues existe una amplia gama de productos, cada uno de ellos con un comportamiento reológico característico, lo que hace que sea necesaria la selección de un producto en concreto. En nuestro caso, el producto elegido ha sido el cremogenado de melocotón. Esta elección está fundamentada en la amplia bibliografía existente sobre el producto, que facilita la obtención de los datos necesarios para la implementación en Fluent y, sobre todo, por presentar uno de los comportamientos reológicos más comunes en los productos alimentarios, el comportamiento pseudoplástico, pudiéndose extrapolar los resultados obtenidos a productos tan variados como los purés de frutas y vegetales, derivados del tomate, productos lácteos como la nata, algunas sopas y salsas, y al ketchup y la mostaza.

Para poder analizar el comportamiento reológico y térmico de los fluidos, es imprescindible, en primer lugar, saber qué es la reología y los fluidos no-newtonianos, para a continuación describir el comportamiento reológico del cremogenado de melocotón. Ese es el objetivo de la primera parte de documentación bibliográfica del proyecto.

La segunda parte, una vez asentadas las bases teóricas, tiene como finalidad la obtención de los resultados numéricos que nos permitan comprender mejor la mecánica de fluidos que gobierna a este tipo de productos, así como los fenómenos que tienen lugar al ser sometidos a tratamientos térmicos.

III. II Alcance

El análisis del cremogenado de melocotón en un proceso de enfriamiento durante su pasteurización, realizado en un intercambiador de carcasa y tubo, puede parecer algo excesivamente puntual y de un alcance limitado, sin embargo, el estudio bibliográfico, en el que se exponen el comportamiento reológico de infinitud de fluidos y la implementación del caso en Fluent en el que, de forma sencilla, se pueden cambiar parámetros tan variados como la geometría del cambiador, o el tipo de fluido que circula por él, permite asentar unas bases que hacen posible la simulación de cualquier fluido pseudoplástico en un proceso térmico en el que se emplee un intercambiador de carcasa y tubos. Por lo tanto, partiendo de este caso puntual, se puede, de manera sencilla, extrapolar la información mostrada en el documento a un sin fin de productos y procesos productivos de interés en la industria alimentaria.

No obstante, es preciso matizar que queda abierto un amplio campo sin explorar, dada la gran variedad de comportamientos reológicos que existen, así

como la existencia de diferentes geometrías en los intercambiadores de calor que no se analizan aquí.

Así pues, a modo de sugerencia, se exponen una serie de ideas, que no forman parte del alcance de este proyecto, pero que podrán servir para la realización de futuros proyectos:

En lo que respecta a la simulación en Fluent, la geometría adoptada aquí para el intercambiador de calor presenta una simplificación importante con respecto a los utilizados en la industria alimentaria: una superficie lisa, frente a la corrugación habitual que suelen presentar este tipo de cambiadores. Esta corrugación ejerce un efecto de giro sobre el fluido que circula por su interior, aumentando la transferencia de calor al dotar al fluido alimentario, que generalmente presenta una mayor viscosidad que los fluidos newtonianos empleados en la industria, de una mayor movilidad. Tampoco es objeto del proyecto el análisis de modelos de turbulencia en el flujo no-newtoniano de la conducción tubular y en el flujo newtoniano del conducto anular, adoptándose bajas velocidades para asegurarnos flujos laminares en ambos casos. Y por último, queda pendiente el análisis del calentamiento del cremogenado, en el que sería necesaria la adopción de modelos de cambio de fase para el agua exterior que actúa como fluido térmico.

Por otra parte, y de forma más genérica, quedan por analizar y simular en Fluent el resto de fluidos newtonianos que se describen en la parte bibliográfica, así como una infinidad de procesos en los que se usan intercambiadores de calor.

III. Descripción técnica del proyecto

El documento va a constar de dos partes diferenciadas: una primera parte de documentación bibliográfica, y una segunda de simulación en Fluent.

La primera parte esta formada por cuatro capítulos. En primer lugar se realiza una introducción acerca de la importancia del sector hortofrutícola en España y de la relevancia del melocotón y transformación en cremogenado, justificando de esta manera la relevancia de su producción en el contexto económico actual, y aportando así un motivo más a su selección para el estudio posterior.

En el segundo capítulo se define el proceso productivo con el cual se consigue pasar del melocotón, como materia prima, al cremogenado. En este capítulo se describen de forma detallada todas las fases y procesos que tienen lugar, y entre ellos se define las temperaturas de proceso necesarias para la pasteurización y homogeneización y, por tanto, el rango de temperaturas en el que va a funcionar el intercambiador.

La justificación de la importancia de la pasteurización como mecanismo de destrucción de microorganismos, y los diferentes motivos que producen el deterioro de los alimentos y aquellos procesos que los evitan, vienen descritos en el tercer capítulo.

En el último capítulo de esta primera parte se definen los diferentes modelos reológicos que describen el comportamiento de los fluidos. Este capítulo se complementa con el ANEXO III, donde ha quedado recogida la manera de obtener los parámetros necesarios para definir el comportamiento de un fluido pseudoplástico, en nuestro caso el cremogenado de melocotón.

Una vez se han obtenido, mediante la documentación bibliográfica, los parámetros y conocimientos necesarios para definir el comportamiento reológico del cremogenado de melocotón, y se han establecido las temperaturas de proceso que se van a desarrollar en el intercambiador, se pasa a la simulación del caso en Fluent.

Todos los resultados obtenidos, así como las gráficas mostradas se han obtenido de la versión de Fluent 6.1. Mientras que para la programación de los UDFs necesarios para la implementación del caso se utilizó Microsoft Visual Estudio 6.0.

Las proporciones y geometría de la malla provienen del plano de un intercambiador de alimentos suministrado por la empresa Hrs-Spiratube, adjuntado en el ANEXO 1. La malla empleada en Fluent para la simulación del cambiador es bidimensional, y en ella se ha eliminado la corrugación que presenta la geometría inicial del plano adjuntado, así como el efecto de giro que ejerce esta corrugación sobre el fluido. Para la generación de la malla se utilizó Gambit 2.0.

A continuación, y una vez se dispone de la implementación en Fluent del cambiador que pretendemos simular, se procede a la validación de los datos obtenidos. Para ello se analiza un caso simplificado en el que la reología del cremogenado no se ve afectada por la variación de temperatura, obteniendo de esta manera un flujo desarrollado, conocido y constante, que permitirá, por comparación con los flujos teóricos suministrados en la bibliografía, determinar la validez del resultado obtenido.

Comprobada la bondad de los resultados numéricos, se procede al análisis detallado de un caso típico de enfriamiento en la industria alimentaria, en el que por comparación, se analizarán los efectos que tiene la no-newtonialidad del fluido sobre el flujo y la transferencia de calor.

Por último, se presentan las conclusiones del estudio, así como los resultados e información más relevantes obtenidos en el proyecto.

1ª PARTE:

Introducción a la industria alimentaria.

A. Prefacio.

El desarrollo de la industria alimentaria tiene su origen en la propia naturaleza de los alimentos consumidos por el ser humano, ya que estos, y a pesar de la amplia gama de productos existentes y del alto grado tecnológico empleado en su fabricación, siguen proviniendo de plantas o animales. Este origen biológico los hace vulnerables a transformaciones químicas y biológicas que, además de modificar sus características originales, producen su deterioro. Si a este deterioro natural de la materia biológica le sumamos que los alimentos consumidos por el hombre son también igual de apetecibles para muchos de los microorganismos existentes, y por lo tanto susceptibles de procesos microbianos, parece evidente la necesidad de desarrollar diversos procesos que permitan su conservación.

El origen de la industria alimentaria, es por tanto, casi tan antigua como la existencia del hombre sobre la tierra ya que la necesidad de alimentarse impulsó al ser humano al desarrollo de técnicas primitivas de conservación, que le permitieron sobrevivir en el hábitat en el que se encontraba. En climas fríos, el principal problema con el que se encontraba el hombre, era la falta de alimentos frescos durante el invierno, imposibilitando su alimentación y la del ganado. En consecuencia el ganado era sacrificado antes de la llegada del invierno y conservado mediante diferentes técnicas. Los métodos más comunes fueron el ahumado, salado y, cuando la temperaturas eran lo suficientemente bajas, congelación. Por el contrario, en climas tropicales, el hombre disponía de alimentos durante toda la época del año, no sufriendo carestías estacionales. Sin embargo, el calor, hacía que los alimentos recolectados se deteriorasen con rapidez, incluso antes de que pudieran ser consumidos. Para hacer frente a esta situación, la forma de conservar los alimentos era favorecer el desarrollo de bacterias u otros microorganismos inofensivos que excluyeran a aquellos que pudieran ser la causa de que el alimento se convirtiera en perjudicial o incomedible. Este proceso se conoce hoy en día como fermentación y el ejemplo más conocido es, sin duda, la producción de alcohol a partir de azúcar por levaduras.

Otros ejemplos de la conservación de alimentos, fueron llevados a cabo por egipcios, y mucho después por romanos con el almacenamiento del grano seco en silos cerrados. También fue una práctica común entre los romanos la elaboración de confituras de frutas conservadas en miel, la miel suministraba una concentración de azúcar suficientemente alta para inhibir el crecimiento de microorganismos que normalmente atacan las frutas. Pero el punto de inflexión en la historia de la conservación de alimentos tuvo lugar alrededor del año 1860 con el comienzo del intercambio comercial entre América y Europa, en el que la materia prima era producida en América y exportada a Europa donde comienza a introducirse técnicas de producción en masa para alimentos conservados abaratando su producción. También por esta época comienza a conocerse las causas del deterioro microbiano de los alimentos, gracias a los descubrimientos llevados a cabo por una serie de científicos, entre los que cabe destacar, por la relevancia de sus aportaciones a los científicos John Tyndall que descubrió la existencia de bacterias capaces de producir “endosporas” increíblemente resistentes al calor, al Dr: Calvert cuyas investigaciones demostraron la

necesidad de oxígeno para el desarrollo de los gérmenes que llevan a cabo la putrefacción de los alimentos y al famoso Louis Pasteur que desarrollo un proceso que permitía eliminar las bacterias de los alimentos sin que estos perdiesen sus propiedades ni aroma.

Todas estas investigaciones hicieron que la tecnología de los alimentos empezase a apoyarse en bases científicas, iniciando el desarrollo de una industria que en la actualidad manipula todos los alimentos consumidos por el ser humano.

Uno de los alimentos que presentan una mayor manipulación industrial, son sin duda las frutas y hortalizas, dado que estas, más que cualquier otro, presentan un periodo de conservación extremadamente corto, motivando su transformación en productos que presenten una mayor duración. La necesidad de centrarnos en un producto en concreto, junto con la elevada producción de melocotón en España y el elevado número de industrias que lo transforman en comunidades autónomas tan diversas como Aragón, Cataluña, Murcia, Andalucía y Valencia han sido unos de los motivos por el que se ha seleccionado el cremogenado de melocotón como fluido de análisis del presente proyecto, introduciendo en esta primera parte todos los aspectos necesarios para poder llevar a cabo el posterior estudio.

B. Situación del sector de los derivados de la fruta

B.1 Introducción

Antes de empezar a analizar los aspectos necesarios para poder llevar a cabo el análisis del comportamiento reológico y térmico del cremogenado de melocotón, resulta interesante poner de manifiesto la importancia del sector hortofrutícola en España, así como toda la industria que lo respalda.

B.2 Sector Hortofrutícola

Es a partir de los años 60 cuando se produce un gran desarrollo de la fruticultura en España hasta el punto de adquirir una importancia significativa dentro del panorama agrario español. Actualmente la hortofruticultura juega un papel de primer orden tanto en el conjunto de la agricultura como en la economía española. Su participación en el Valor de la Producción Final Agraria alcanza el 32%, cifra claramente superior a la de otros países comunitarios, con la excepción de Italia y Grecia.

La importancia relativa en las exportaciones españolas es igualmente notoria:

Las frutas y hortalizas se sitúan, por su importancia, en el 4º lugar entre las partidas de productos exportados. Representan un 6,5% de las exportaciones españolas. Superan los 6.000 millones de euros, que representa más del 50% de la exportación agraria española. Este sector contribuye de forma determinante al superávit de nuestra balanza comercial agroalimentaria.

El principal destino de nuestras exportaciones es la Unión Europea, en la que desde nuestra integración, las exportaciones de frutas y hortalizas han pasado de los 3,5 a 9 millones de toneladas, lo que significa que, prácticamente, se han triplicado desde entonces. En la actualidad, y desde 1998, se puede decir que permanecen estancadas en dicho nivel.

Por países, destacan los mercados de Alemania y Francia, a los que se envía un 25% y un 20% respectivamente, seguidos del Reino Unido y Holanda, con un 13% y 11%. Y por productos, destacan las exportaciones de cítricos, con 3,2 millones de toneladas (un 39,4% del total de exportaciones en el sector). Otros de los productos que destacan por el elevado nivel de nuestras exportaciones son: el tomate (900.000 t y 11% del total de exportaciones), la lechuga (420.000 t), el pimiento (425.000 t), el pepino (370.000 t), el melón (375.000 t) y la sandía (320.000 t), cuyas exportaciones, consideradas conjuntamente, ascienden a un 35% del total de frutas y hortalizas.

La relevancia del sector hortofrutícola también tiene una importante dimensión social, dadas las necesidades de mano de obra que requiere esta actividad económica. La escasa mecanización del sector, en virtud de sus condiciones de cultivo y producción, exige la utilización intensiva de mano de

obra en determinados periodos, representando así una fuente de empleo de primer orden en las comarcas implicadas.

Otra característica reseñable de la hortofruticultura española es su diversidad y gran variedad de producciones. Más de 80 productos entre hortalizas, cítricos, frutales no cítricos, frutales de fruto seco, plátano, patata, flores y plantas ornamentales, que, aunque comparten características comunes, también presentan problemáticas diferenciadas. Esta diversidad proporciona ciertas ventajas (extensa gama de productos y calendarios de producción ampliados que facilitan la comercialización), pero, al mismo tiempo, puede ocasionar dificultades a la hora de gestionar los mercados (Libro blanco, MAPA 2005).

Además cabe mencionar que este sector se encuentra respaldado por una importante industria transformadora cuyas principales actividades se centran en:

- conservas appertizadas (enlatadas)
- congelados vegetales
- zumos de frutas y hortalizas
- deshidratados de frutas y hortalizas
- frutos secos
- aceituna de mesa

El conjunto de la producción industrial es de unos 4,1 millones de toneladas año, cuyo valor puede estimarse en 4.190 millones de euros/año. El valor anual de las exportaciones, 1.330 Mill.€, supera con creces el de las importaciones, 489 Mill.€.

La distribución de estas industrias según su actividad es:

| INDUSTRIAS TRANSFORMADORAS | |
|----------------------------------|--------------|
| Actividad | Número |
| Conservas de frutas y hortalizas | 509 |
| Zumos y néctares de frutas | 40 |
| Congelados vegetales | 34 |
| Deshidratados | 59 |
| Aceituna de mesa | 416 |
| Frutos secos | 161 |
| TOTAL | 1.219 |

Tabla 1.1: Industrias transformadoras de frutas y hortalizas en España. Libro blanco, MAPA 2005

Dentro de estas industrias, son los cítricos los que se transforman en mayor proporción, con el 22,2% de la cosecha; seguidos de la fruta dulce, de la que se industrializa el 16,6% de la producción, y finalizando con la patata, que sólo alcanza el 7%.

Señalar también que actualmente existe una la tendencia a la baja del consumo de productos transformados, debido, entre otros factores, a la oferta de productos frescos desestacionalizados, a los avances técnicos en logística, la producción bajo plástico y la irrupción de productos de otras latitudes. (Todos

los datos mostrados en este apartado han sido obtenidos del Libro Blanco, MAPA 2005)

B.3 Producción de zumos

En lo referente a la producción de zumo y según datos de la Asociación Nacional de Fabricantes de Zumos (ASOZUMOS), el sector de zumos español ha producido en el año 2000 unos 1.500 millones de litros de los que se calcula que el consumo nacional se sitúa en aproximadamente 900 millones de litros, destinándose 1/3 a la exportación.

El eje principal de este sector es la elaboración de zumo de melocotón (30%), naranja (25%) y piña (25%). El grueso de la producción sigue correspondiendo a los zumos y néctares procedentes de concentrado a temperatura ambiente, que suponen más del 90% del mercado total, aunque los nuevos productos están creciendo y son una clara apuesta de nuestra industria que busca de esta manera romper la inercia de estabilidad del mercado aportando más valor añadido en el producto.

En cuanto a las exportaciones, y según datos del ICEX, ascendieron 495.000 toneladas en 2002, de las que más de la mitad fueron cítricos (y entre éstos 230.000 toneladas de naranja) y poco más de 100.000 toneladas de zumos de uva.

El consumo de zumos industriales per cápita en nuestro país ha ido evolucionando en estos 10 últimos años, así según el último estudio de la Alimentación en España del Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, en 1999 el consumo de zumos era de 47 ml/día, mientras que en el año 1989 era de sólo 25 ml/día, lo que supone un incremento del 88 %. En la actualidad el consumo se encuentra en 20/21 litros por habitante y año, muy próximo a la media europea, similar al de Francia y superior al de países tan significativos como el Reino Unido, Italia y Bélgica y, desde luego, inferior al de Alemania (40 litros) o Estados Unidos (30 litros). En las cifras de consumo hay que tener presente el fácil acceso directo a la fruta en España (An. Pediatr. ,2003).

Por lo tanto, y a modo de conclusión, nos encontramos ante un sector que está desarrollando un importante esfuerzo por aportar novedad y valor añadido al producto (zumos y néctares enriquecidos, zumos con cereales, con leche, con cereales y leche, con pulpa de frutas, con fibra, hierro, etc.). A esto hay que sumarle el espectacular incremento de la producción de fruta, debida al empleo de técnicas más modernas, que ha provocado en los últimos años una saturación del mercado en fresco, donde sólo encuentra salida la fruta de mejor calidad, añadido al hecho de que la mayoría de las variedades de fruta son de conservación limitada, pareciendo razonable desviar parte de la producción hacia una transformación industrial, retirando del mercado productos de calidad deficiente y de difícil venta (P. Galindo, 2004).

Todo esto, potenciado por el cambio de hábitos alimentarios, en los que cada vez nos encontramos con una sociedad más preocupada por su alimentación, con un consumidor que tiende a ocupar menos tiempo en la

realización de las comidas, dio lugar en los años 80 a un mercado cuya expansión fue espectacular, experimentando un crecimiento medio anual del 30%. Así, en 1987 el mercado se situaba en 208 millones de litros y en 1990 ya era de 449 millones. Actualmente, los datos más recientes confirman las previsiones de que el mercado de zumos y néctares español se encuentra en los inicios de su madurez con crecimientos cada vez más moderados.

B.4 Situación del melocotón en la economía española

Por último, y una vez puesto de manifiesto la importancia del sector hortofrutícola y la industria transformadora nos centraremos en los datos referentes al cultivo de melocotón, cuyo procesado térmico es objeto de estudio del presente proyecto.

A modo de curiosidad decir que el melocotonero es originario de China donde se le llamó “árbol de la vida” y en concreto parece proceder de las regiones montañosas del norte de ese país. Desde allí se difundió por las zonas propicias para su cultivo en el continente asiático y llegó a Afganistán y al norte de la India. Fue importado a Europa por los romanos, quienes introdujeron el melocotonero en sus colonias y entre ellas, España. Su paso a América, inmediatamente después del descubrimiento, se debe a los españoles (M. Lázaro, 1999)

En lo referente al cultivo del melocotón, a nivel estatal, se observa cómo la superficie dedicada a este cultivo ha experimentado un rápido crecimiento en los últimos años, pasando de las 48.000 ha cultivadas en 1980 a las 78.500 ha en 2003, produciéndose, en estos últimos veintitrés años, un aumento en la superficie cultivada de melocotón del 63 %. Este aumento en la superficie de cultivo, unido a la utilización de nuevas variedades más productivas y a técnicas de cultivo más modernas ha provocado que la evolución en la producción de melocotón haya sido muy notable, pasando de las 387.000 toneladas (t) en 1980 a las 1.270.800 toneladas producidas en 2003, es decir un incremento en la producción del 228 % (MAPA, 2005). En la actualidad la producción de melocotones se sitúa en 1.198.300 toneladas/año, cantidad inferior a la producción de manzanas, que ocupa el primer lugar de producción entre las frutas de árbol, pero que hace que España se sitúe en un lugar destacado en Europa. Destacan como países consumidores de este producto Alemania y Francia (Libro blanco, MAPA 2005).

Al contrario que ocurre con la manzana y la pera, la producción de melocotón no está concentrada geográficamente, sino que son varias las regiones productivas con un peso importante, siendo las más destacadas Aragón, Cataluña y Murcia, con una participación de alrededor del 25 % cada una, y la Comunidad Valenciana y Andalucía, con una participación del orden del 8 % cada una (Cuadernos I. Agroalimentaria Nº 17 1er SEMESTRE 2003 MAPA).

Una parte importante de la producción de melocotones se consume como fruta fresca pero además, y debido a los motivos expuestos con anterioridad, se emplea en multitud de procesos para su transformación y conservación y así se obtienen zumos, jugos, mermeladas, licores, orejones, etc. Por otro lado, las

flores y semillas del melocotonero se utilizan para la fabricación de jarabes medicinales y condimentos aromáticos.

Entre las comunidades transformadoras de esta fruta, cabe destacar el ejemplo de Lleida en la que se encuentran ubicadas cinco industrias dedicadas a la transformación de fruta dulce, y se estima que la cantidad de materia prima transformada por estas industrias durante el año 1992 fue de 76.100 t/año de manzana, 24.430 t/año de pera y 32.000 t/año de melocotón. Entre los diferentes productos elaborados destacaron por su volumen de producción el cremogenado de melocotón (18.800 t) y el zumo concentrado de manzana (8.500 t). La producción de cremogenado de manzana con 1.500 t, fue más reducida (COCI de Lleida, 1993).

Por último destacar que el cultivo del melocotonero en América ha alcanzado una gran importancia, sobre todo en Estados Unidos, que se ha convertido en el primer productor mundial. Otros países de este continente como Chile, Argentina y Méjico son también grandes productores de melocotones.

C. El cremogenado y su elaboración.

Una vez expuesta la importancia del sector hortofrutícola, y en concreto, de la industria transformadora del melocotón, parece oportuno introducir la nomenclatura y los aspectos legales relativos a la fabricación del cremogenado de melocotón, así como del propio proceso productivo. La descripción de este es necesaria para mostrar la cantidad de procesos durante la producción en los que es necesario conocer el comportamiento reológico del cremogenado para un buen escalado de los procesos y, en particular, para definir el rango de funcionamiento en el que opera el intercambiador durante la fase de enfriamiento en la pasteurización.

C.1 Definiciones.

En la actualidad, la palabra zumo engloba una gran cantidad de productos diferentes. Esto ha hecho preciso que sea necesaria una reglamentación que permita definir las características concretas de cada uno de ellos. Así, según lo estipulado por el Real Decreto 1650/1991 sobre la reglamentación Técnico-Sanitaria para la elaboración y venta de zumos de frutas y otros productos, se resaltan aquellos productos y apartados que mantienen relación con el proyecto y cuya diferenciación es importante para evitar confusiones.

2.1 Zumos de fruta

2.1.1 Se entiende por zumo o jugo de fruta, el obtenido a partir de frutas por procedimientos mecánicos, susceptible de fermentación pero sin fermentar, que posea el color, el aroma y el sabor característicos de los zumos de las frutas de que proviene.

2.1.2 Por zumo de frutas, o jugo, se entenderá, igualmente, el producto obtenido a partir de zumos de frutas concentrados.

2.2 Zumo de fruta concentrado: Es el producto obtenido a partir de zumos de frutas, por eliminación, mediante procedimientos físicos de una parte de su agua de constitución. Cuando el producto se destine al consumo directo, la concentración será al menos del 50%.

2.4 Puré o pulpa o cremogenado de fruta: Es el producto susceptible de fermentación pero no fermentado obtenido mediante molturación o tamizado, de la parte comestible de frutas, enteras o peladas sin eliminar el zumo.

2.6 Néctar de fruta: El producto no fermentado pero susceptible de fermentación, obtenido añadiendo agua y azúcares al zumo de fruta; al zumo de fruta concentrado; al puré, la pulpa o al cremogenado de fruta; al puré, la pulpa o al cremogenado de fruta concentrado; o a una mezcla de estos productos y que cumpla las especificaciones que figuran en la Reglamentación.

Por lo que, según lo estipulado por la Reglamentación, el cremogenado de melocotón ha de ser considerado un producto semielaborado, a partir del cual es posible elaborar una amplia gama de productos finales como son:

- Zumos de fruta con pulpa y néctares de fruta.
- Mermeladas y jaleas de frutas.
- Alimentos infantiles (baby foods).

Además, el uso de cremogenado como base para la elaboración de los productos mencionados anteriormente presenta una serie de ventajas frente al método tradicional de utilizar la fruta como materia prima, ya que permite:

- Reducir costes de almacenamiento, por reducción de volumen.
- Reducir costes de transporte.
- Ampliar el tiempo de conservación, ya que reducen las posibles alteraciones por microorganismos.

C.2 Proceso de elaboración.

En primer lugar, mencionar que según el Real Decreto mencionado con anterioridad en lo referente a las materias primas utilizadas en la elaboración de zumos y otros productos similares, las frutas destinadas a dicho fin deberán ser sanas, maduras, estarán bien lavadas y no presentarán señales de ataques de insectos, infecciones criptogámicas (infecciones por hongos) ni podredumbre.

El proceso de producción, como norma general, comprende las siguientes etapas (la información mostrada en el capítulo ha sido recogida de AINIA, 1996; Madrid, 2001; S. Garza, 1999):

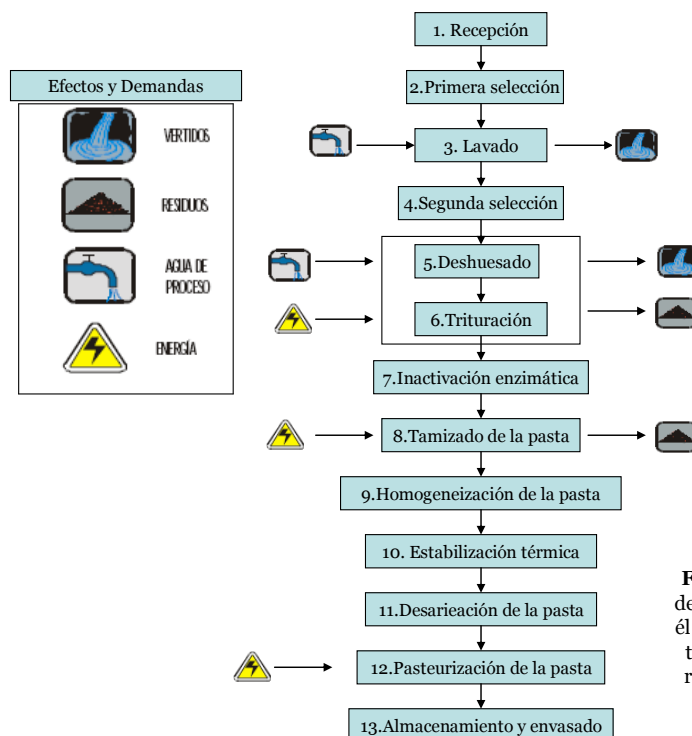


Figura C.1: Esquema del proceso de producción del cremogenado. En él se indican los procesos en los que tiene lugar un mayor consumo de recursos, o una mayor generación de residuos.

C.2.1 Recepción

La fruta fresca llega a la industria normalmente envasada en grandes cajas de madera o "palots" que son vaciados en una tolva llena de agua. Esto

permite amortiguar los golpes en la fruta durante el vaciado y a la vez sirve para realizar un primer prelavado de la fruta.

C.2.2 Primera selección

Se realiza por simple apreciación visual y/o por medida del contenido en azúcares simples de la fruta recién llegada, se separan las partidas verdes, que serán retenidas hasta que se maduren y su contenido en azúcares sea el adecuado para garantizar la obtención de un cremogenado con características idóneas.

C.2.3 Lavado

C.2.3.1 Primer lavado

Esta operación tiene lugar en un cilindro rotatorio provisto de duchas de agua a presión. Se hace circular la fruta por su interior lo que provoca el desprendimiento de una parte de la suciedad que la fruta puede llevar.

C.2.3.2 Segundo lavado

Se realiza en un baño de agua fría a la que se le ha adicionado un producto desinfectante. En este segundo lavado, además de eliminar parte de la suciedad, se persigue reducir significativamente la contaminación microbiana superficial de la fruta.

C.2.3.3 Tercer lavado

En este caso el lavado se efectúa en un baño de agua caliente con borboteo intenso de aire insuflado por toberas situadas en la parte inferior de la cuba de lavado. El borboteo de aire produce una agitación del agua, que facilita el rozamiento entre las frutas eliminando gran parte de la suciedad que todavía puedan contener.

A modo de conclusión añadir que, en el lavado, el consumo de agua es generalmente muy elevado, pudiendo representar más del 50% del total consumido en el proceso. Por lo que es fundamental optimizar el consumo de agua en esta operación, siempre y cuando se alcancen los estándares "adecuados" de limpieza de las materias primas

C.2.4 Segunda selección

Se hacen pasar las frutas mediante una mesa con superficie deslizante, por delante de unos operarios que eliminan las frutas podridas y las partes defectuosas o ligeramente podridas de las frutas mayoritariamente sanas.

C.2.5 Deshuesado

Se realiza en una máquina provista de dos rodillos, uno de caucho y otro metálico, a través de los cuales se obliga a pasar la fruta. El fruto se rompe, y se desprende la pulpa. Los huesos quedan adheridos en el rodillo de caucho, del

cual son separados mediante un rascador metálico. En otra máquina se les extraen los restos de pulpa que aun tuvieran y son eliminados como subproducto de la línea principal.

C.2.6 Trituración

La trituración se realiza en trituradores especiales que forman una pasta base del cremogenado.

C.2.7 Inactivación enzimática

Se realiza por tratamiento térmico de la pasta a unos 90-95 °C durante 3 minutos. Este tratamiento puede realizarse en intercambiadores de calor de carcasa y tubos, alimentados por vapor de agua sobrecalentado. El calentamiento de la pasta, además de inactivar las enzimas de la fruta, consigue una reducción muy importante de la microflora propia de la fruta. Es muy importante que esta etapa se realice inmediatamente después de la trituración para prevenir pardeamientos enzimáticos, que tienen lugar en intervalos cortos de tiempo.

C.2.8 Tamizado de la pasta

Esta operación consiste en hacer pasar el producto caliente por tamices de diferentes diámetros de orificio, separando como subproducto aquellas partículas, generalmente trozos de la epidermis de los frutos o pedúnculos de fruta, que quedan retenidas en el tamiz. El diámetro final del tamiz dependerá de la consistencia deseada para el producto final.

Los residuos sólidos obtenidos durante esta etapa, así como los obtenidos durante el deshuesado, pueden ser considerados subproductos, ya que se utilizan para la alimentación del ganado, como fertilizante o para obtener productos comercializables, por lo que generalmente no presentan problemas de eliminación.

C.2.9 Homogeneización de la pasta

Generalmente se realiza en un intercambiadores de placas o de carcasa y tubo, alimentado con agua glicolada fría, rebajando la temperatura de la pasta a unos 60-65 °C con la finalidad de reducir la evaporación de aromas en la siguiente etapa.

C.2.10 Estabilización térmica

Esta operación se realiza en tanques cilíndricos de gran capacidad (20.000 litros o más) provistos de un agitador lo suficientemente efectivo como para lograr una adecuada homogeneización de la pasta. Estos tanques también sirven de tanques pulmón reguladores en proceso de desaireación.

C.2.11 Desaireación de la pasta

Durante las diferentes etapas del proceso productivo (bombeos, triturados, tamizados, etc.) se introducen cantidades apreciables de oxígeno, que además de favorecer el desarrollo de ciertos microorganismos, reacciona específicamente con el ácido ascórbico, originando modificaciones del sabor y del color e incrementando las pérdidas de vitamina C (Cardona *et al.*, 1992).

La eliminación del oxígeno es, por tanto, una fase de vital importancia en los sistemas modernos de producción de cremogenado ya que mejora la calidad del producto. Para su eliminación la pasta es introducida en desaireadores cuyo esquema se muestra en la siguiente figura (A. Madrid; 2001):

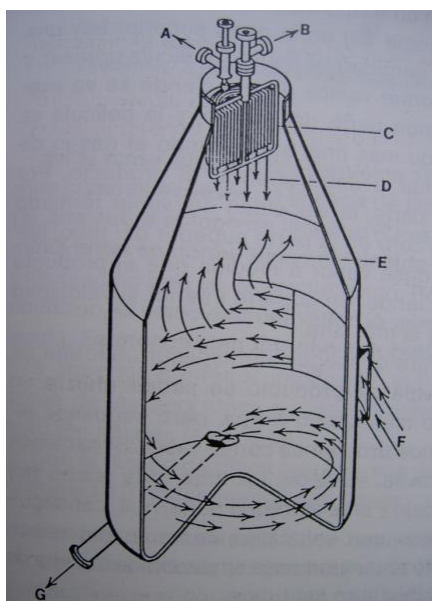


Figura C.2: Principio de funcionamiento de un desaireador por vacío: A) Salida de gases. B) Salida de agua de refrigeración. C) Condensador. D) Vapores condensados. E) Evaporadores de gases. F) Entrada del zumo. G) Salida del zumo desaireado. (A. Madrid; 2001)

C.2.12 Pasteurización de la pasta

La fase de pasteurización es una de las que demanda una mayor cantidad de energía al exigir mayores temperaturas de proceso. Esto hace que un buen diseño de esta instalación permita un importante ahorro energético y por lo tanto el consiguiente ahorro económico.

La instalación completa de pasteurización constará de una primera zona de calentamiento, una segunda zona de mantenimiento de la temperatura y una tercera zona de enfriamiento y de las bombas, sistemas de medida y de control y todos los accesorios necesarios para conseguir un proceso preciso y eficiente. El esquema de flujo que sigue la pasta tras su salida del desaireador es el siguiente:

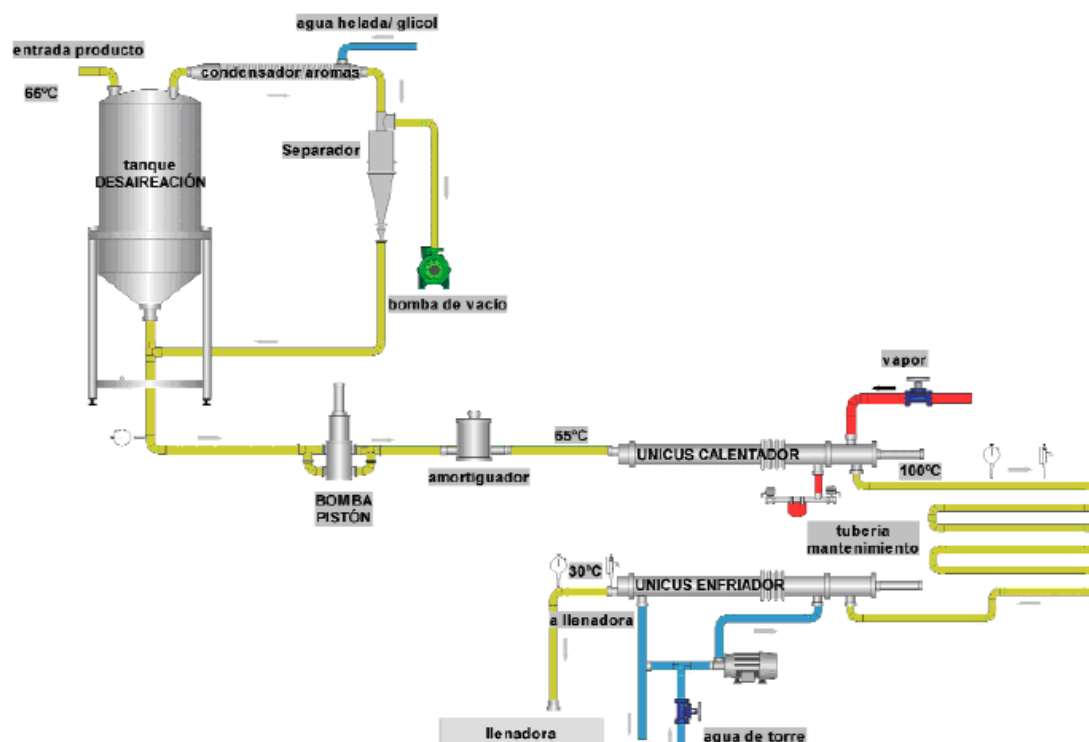


Figura C.3: Esquema del proceso de pasteurización. Figura suministrada por HRS-spiratube.

En el esquema mostrado, las zonas de donde se produce el intercambio de calor, son cambiadores de carcasa y tubo. Siendo posible también la utilización de cambiadores de placas. La selección de uno u otro tipo de cambiador vendrá determinada por el producto a tratar. Los intercambiadores de calor de placas son frecuentemente utilizados para el caso de productos que presenten bajas y medias viscosidades y un comportamiento reológico newtoniano, como por ejemplo la leche. Mientras que en el caso de intercambiadores de carcasa y tubo, dada su geometría sencilla, se suelen emplear para el procesamiento térmico de fluidos que presenten mayores resistencias al flujo, pudiéndose tratar con estos equipos productos newtonianos y no-newtonianos de viscosidad baja, media e incluso alta en algunos modelos, y de acuerdo con el diámetro de los tubos, incluso con partículas sólidas de cierto tamaño. Dentro de los productos tratados con este tipo de intercambiadores se encuentran las salsas y sopas que contienen partículas, la pasta de uva para la elaboración de vino, los cremogenados de fruta, etc. (A. Casp y J. Abril; 2003, Alfa-Laval ; 2006)

Para el caso del cremogenado de melocotón, la pasteurización se realiza en intercambiadores de carcasa y tubo utilizando como fluido calefactor vapor de agua sobrecalentado. El proceso consiste en elevar la temperatura de la pasta una vez sale del desaireador hasta una temperatura de 95-97 °C, o de 105-107 °C, en función del pH del producto, manteniendo dicha temperatura durante unos 45 segundos. Seguidamente, la pasta, que ya puede denominarse cremogenado, se enfría hasta 23-25 °C en otro intercambiador de carcasa y tubo alimentado con agua glicolada.

C.2.13 Almacenamiento y envasado

El cremogenado es almacenado en tanques o es almacenado en los llamados "bag in box", bolsas asépticas y cerradas al vacío de fácil manejo y almacenamiento.

C.3 Aspectos fundamentales del cremogenado de melocotón

Después de describir el proceso de elaboración del cremogenado resulta esencial destacar los aspectos de este producto que, por su especial incidencia en el propio proceso o en la calidad final del producto, es necesario conocer. Dadas las características propias del proceso y del mismo cremogenado, los aspectos más destacables son: el aspecto microbiológico, la reología, y los fenómenos de pardeamiento no enzimático.

Desde el punto de vista del proceso resulta imprescindible una adecuada caracterización reológica del cremogenado de melocotón. A lo largo de su elaboración este producto es sometido a toda una serie de manipulaciones y tratamientos como circulación a través de tuberías y equipo de proceso; tratamientos de calentamiento y enfriamiento en las que tiene lugar una transferencia de calor. Haciendo que en las operaciones de tamizado, homogeneización, desaireación y pasteurización las características reológicas del cremogenado de melocotón desempeñen un papel fundamental, siendo necesario su conocimiento y, empleando para ello, los dos últimos capítulos del presente proyecto.

El conocimiento de ciertos aspectos microbiológicos como la determinación e identificación de los microorganismos más perjudiciales, así como los principales mecanismos de deterioro y los tratamientos necesarios para evitarlos van a resultar esenciales desde el punto de vista higiénico y de conservación del producto, describiéndose de forma detallada en el siguiente capítulo.

Por último, otro aspecto de especial importancia es el pardeamiento no enzimático. Los tratamientos térmicos a que se ve sometido el cremogenado durante su elaboración, generalmente, inactivan las enzimas evitando así todas las consecuencias no deseadas que éstas pudieran ocasionar. Sin embargo, estos mismos tratamientos no sólo no evitan las reacciones de pardeamiento no enzimático sino que las favorecen, ocasionando un posible deterioro de las propiedades organolépticas, y con ello de la calidad del cremogenado, no siendo este aspecto, ni los métodos de prevención, objeto de estudio del presente proyecto (S. Garza, 1999).

D. Causas de deterioro de los alimentos y tratamientos térmicos para su conservación.

D.1 Causas del deterioro de los alimentos

Como hemos visto en el proceso de la elaboración del cremogenado de melocotón gran parte de las fases que comprenden el proceso productivo van destinadas a la conservación de las propiedades físicas y organolépticas mediante la eliminación de microorganismos productores de fermentaciones, enmohecimientos y de otros cambios perjudiciales que alteran las propiedades del producto, siendo este uno de los principales problemas al que han de enfrentarse las industrias transformadoras de derivados de fruta.

La principal causa que motiva la alteración de los alimentos es la ruptura del balance metabólico y la alteración de las secuencias normales de las reacciones enzimáticas que se producen al separarse estos del árbol, en el caso de los frutos, o al ser sacrificado, en el caso de la carne, las aves o el pescado, y que dan como resultado la degradación del alimento.

Este deterioro de los alimentos presenta un carácter diferente dependiendo del tipo de cambios que intervengan (A. Casp y J. Abril; 2003):

- *Cambios bioquímicos no microbianos:* Pueden ser perceptibles o no por los sentidos del consumidor. En el primer caso se trata de alteraciones en el valor nutricional, oxidaciones, o pérdidas de vitaminas que solo pueden ser determinadas mediante medidas en el laboratorio. En el segundo caso, se trata de cambios como la decoloración, cambios de sabor y aroma, etc. Estos cambios suelen estar motivados por la descomposición de proteínas y enranciamiento de las grasas.
- *Los microorganismos:* Son los responsables de los cambios más graves en los productos perecederos, siendo el agente más temible en la degradación de alimentos al producir sustanciales pérdidas de nutrientes y considerables cambios en sus características externas. Los motivos de su alta capacidad de degradación son su elevada capacidad de reproducción y la gran variedad existente, que hace que todo compuesto existente en los alimentos sea susceptible de un ataque de, al menos, una especie microbiana.

Una vez quedan expuestos los cambios que producen la degradación, queda definir las causas que producen estos cambios, que se pueden clasificar, según su orden de importancia, en (A. Casp y J. Abril; 2003):

- *Físicas:* Aparecen durante la manipulación de los alimentos, y son debidas a golpes, heridas, etc. No perjudican por si solas la comestibilidad del alimento.

- **Químicas:** Pueden perjudicar la comestibilidad del alimento y suelen aparecer durante el almacenamiento. Entre ellas cabe destacar:
 - *Pardeamiento no enzimático:* Consiste en una serie de reacciones complejas, por medio de las cuales, los azúcares reductores pueden reaccionar con las proteínas y producir una serie de pigmentos de color pardo-oscuro y unas modificaciones en el olor y sabor de los alimentos, que en unos casos son deseables (asados, tostados, y frituras) y en otros indeseables.
El pardeamiento no enzimático se presenta durante los procesos tecnológicos o en el almacenamiento. Se acelera por el calor y por lo tanto se acusa en los tratamientos térmicos de conservación.
 - *Enranciamiento de los lípidos:* Se produce en grasas y aceites al ser estos susceptibles a diferentes reacciones de deterioro, que reducen el valor nutritivo del alimento y, además, forman compuestos volátiles que producen olores y sabores desagradables.
- **Causas biológicas:** son sin duda las más importantes, a su vez se pueden subdividir en:
 - *Enzimáticas:* La actividad enzimática propia de animales y plantas sobrevive a la recolección y al sacrificio, pero a diferencia de lo que ocurría antes de este momento, estas reacciones enzimáticas dejan de ser controladas y equilibradas, intensificándose y produciéndose un desequilibrio.
Así pues si las enzimas no son inactivas, siguen catalizando reacciones químicas en los alimentos, algunas de estas reacciones, siempre y cuando no rebasen cierto límite, son deseables, como la maduración de la fruta después de su recolección, o el ablandamiento de la carne, pero más allá de un cierto límite estas reacciones llevan a la descomposición de los alimentos.
 - *Parasitarias:* Son debidas a la infestación por insectos, roedores, pájaros, etc. Importantes no solo por las pérdidas económicas que suponen en las cosechas todos los años, sino por el hecho de que dañan el alimento y lo ponen a disposición de posibles infecciones provocadas por microorganismos.
 - *Microbiológicas:* Son debidas a la acción de microorganismos, siendo las responsables de las alteraciones más frecuentes y, debido a que el tratamiento estudiado en el proyecto tiene como finalidad terminar con este tipo de alteraciones, se tratan en un apartado aparte.

D.2 Microorganismos.

La presencia y la actividad de microorganismos sirven para cerrar el ciclo de la materia en la naturaleza, ya que, a través de su carga enzimática, desarrollan toda una serie transformaciones en la materia orgánica que

contribuyen a su simplificación. Esta formación de compuestos más simples, tienen como grado último la mineralización de la materia orgánica, y por tanto la vuelta al comienzo del ciclo de la materia en la naturaleza.

Desafortunadamente este largo camino de formación de compuestos más simples, en la mayoría de los casos, tienen como consecuencia la modificación de las características organolépticas del producto y la aparición de fenómenos de alteración, que hacen que el alimento deje de ser adecuado para el consumo humano e, incluso, nocivo para su salud.

Por otro lado, este proceso de deterioro de naturaleza microbiana es un fenómeno variable, dado que está condicionado por el tipo y número de especies microbianas presentes, que a su vez está condicionado por la composición química del sustrato y de las condiciones de conservación sobre todo la temperatura y la presencia o no de oxígeno. Entre los miles de géneros y especies de microorganismos que participan en el deterioro de los alimentos los principales tipos son: bacterias, mohos y levaduras, capaces de atacar a prácticamente la totalidad de los componentes naturales de los alimentos una vez éstos han sido contaminados (D. Bigelow, 1921).

La forma de contaminar los alimentos por parte de estos microorganismos es a través de la rotura de la piel o la cáscara, ya que esta supone una barrera natural que las células microbianas no pueden atravesar. Al producirse la ruptura, los microorganismos existentes en la atmósfera, en la propia piel o cáscara del alimento, o en la superficie en la que se encuentra, se introducen en alimento, encontrando un ambiente óptimo para su desarrollo e iniciando un proceso de reproducción microbiana de gran velocidad, que suele finalizar con el agotamiento de los factores nutritivos existentes.

El crecimiento y la rápida reproducción de los microorganismos se va a ver influido por una serie de factores como son (D. Bigelow, 1921):

- *El pH*: Cada microorganismo tiene un pH mínimo, un pH óptimo y un pH máximo de crecimiento, así de forma general las levaduras y mohos toleran mejor la acidez que las bacterias.

- *Necesidades de agua*: Los microorganismos necesitan agua para su crecimiento, utilizándola para las reacciones químicas, bioquímicas y para la transferencia a través de membranas semipermeables. La “actividad del agua” (a_w) indica la disponibilidad de agua de un medio determinado, oscilando su valor entre 0 y 1.

- *Potencial de oxido-reducción*: El poder oxidante o reductor del alimento influye en el microorganismo, así la disminución del contenido de oxígeno libre mediante la reducción, en aquellos microorganismos que precisen de oxígeno libre (aerobios estricto) para su desarrollo, tiene como consecuencia la ralentización de la respiración ejerciendo el efecto contrario en aquellos que crecen mejor en ausencia de oxígeno libre (anaerobios estrictos). En general la disminución de la concentración de oxígeno aumenta la vida útil de los productos.

- *Sustancias inhibidoras*: Existe una amplia gama de sustancias que desarrollan una acción inhibidora, tanto por su composición química como por los mecanismos de actuación, siendo este el principio de la fermentación

- *Temperatura*: Es uno de los factores más importantes, pues determina el estado físico del agua, y por tanto de su disponibilidad, además afecta en la velocidad de las reacciones químicas y bioquímicas. Por último, el efecto de la disminución de la temperatura, ejerce una reducción global de la actividad metabólica de los órganos vegetales y animales, que se traduce en una menor degradación de las reservas y una mayor longevidad de los productos (A. Casp y J. Abril; 2003).

D.3 Procedimientos utilizados en la conservación de alimentos.

El objetivo de los procedimientos de conservación de los alimentos es (FAO, 1993):

- Prevenir o retrasar la actividad microbiana
- Prevenir o retardar la descomposición de los alimentos: destruyendo o inactivando sus enzimas.
- Prevenir las lesiones debidas a insectos, roedores, causas mecánicas, etc.

Los procedimientos utilizados se dirigen fundamentalmente al control de los microorganismos y por tanto se basan en la intervención sobre los factores que afectan a su actividad, y que se acaban de describir: pH, actividad del agua, temperatura, etc. Pudiéndose resumir los procedimientos empleados en:

- Procedimientos empleados en la disminución del pH: Edificación artificial, fermentación bajo control, etc.
- Procedimientos basados en la disminución del agua disponible: deshidratación, concentración por evaporación, etc.
- Procedimientos basados en la variación del potencial oxido-reducción: vacío, gases inertes, atmósferas controladas, etc.
- Procedimientos basados en la utilización de sustancias inhibidoras: conservantes, ahumados, etc.
- Procedimientos en la utilización de calor o frío: pasteurización, esterización, refrigeración, etc.

De todos los métodos enumerados en el párrafo anterior quizás sean la pasteurización, junto con la adición de conservantes químicos, los métodos más utilizados en la industria de los elaborados de frutas, aunque actualmente, y debido en parte a la demanda creciente por parte de los consumidores de productos "naturales" (sin aditivos ni conservantes químicos) y de una mayor calidad organoléptica, los esfuerzos de fabricantes e investigadores se dirigen hacia el desarrollo de nuevos métodos de conservación. Muchos de ellos son métodos combinados que permiten reducir las concentraciones de los conservantes y que parecen tener un futuro muy prometedor (Beuchat, 1981a; 1982a). No obstante, los tratamientos térmicos son los métodos de conservación más habituales en la industria de los elaborados de fruta.

D.4 Pasteurización

La pasteurización, así como el resto de procesos de conservación por calor, tiene como objeto destruir los microorganismos que como bacterias, levaduras y mohos, pueden existir en los alimentos, a fin de prevenir su descomposición y evitar que se conviertan en poco atractivos o incomedibles. A la vez, la pasteurización evita que sobrevivan los organismos patógenos (productores de enfermedades) y que sean ingeridos con el alimento.

Por lo tanto los microorganismos se destruyen por calor, pero el grado de calentamiento necesario para destruirlos es variable, ya que muchas de las bacterias pueden existir en dos formas, vegetativa o de crecimiento y de esporas o latentes. Las esporas son mucho más difíciles de destruir por tratamiento térmico que las formas vegetativas.

El estudio de los microorganismos presentes en los productos alimenticios ha llevado a la selección de las condiciones óptimas en las que ha de realizarse el tratamiento térmico, ya que la temperatura, y el mantenimiento de dicha temperatura durante el proceso de pasteurización, ejercen un efecto decisivo en la muerte térmica de los microorganismos, pero ejerce, también, un efecto sobre las cualidades organolépticas del producto.

Para el caso de alimentos ácidos, cuyo ejemplo más importante son los zumos de frutas, no es posible el crecimiento de bacterias en forma de esporas, por lo que solo se encuentran microorganismos muy sensibles al calor, que pueden ser destruidos por tratamiento térmico ligero, inferior a los 100 °C, que además, preservará las propiedades organolépticas de los mismos, sobre todo, evitando la destrucción de las vitaminas que poseen.

Por otro lado, en el caso de alimentos poco ácidos, en los que pueden desarrollarse bacterias esporuladas, la aplicación de procesos de pasteurización del producto es insuficiente para eliminar los riesgos a la salud pública. En estos casos se emplean procesos de esterilización, cuyas temperaturas de proceso, superiores a los 100° C, van destinadas a la destrucción de la bacteria *Clostridium botulinum*, causante de importantes intoxicaciones alimentarias, al elaborar una toxina que puede llegar a ser letal. La utilización de esta bacteria como referencia de temperatura es debida, además de por la toxicidad mencionada anteriormente, por ser una de las más termoresistentes, siendo inadecuado el tratamiento térmico si no se consigue su destrucción (R. L. Earle, 1998)

En el caso del cremogenado de melocotón, nos encontramos ante un producto ácido, con un pH que, según las especificaciones analíticas seguidas por la industria, se encuentra en torno a 3,6, aplicándosele procesos de pasteurización HTST: alta temperatura durante un tiempo corto (high temperatura-short time), en los se aplican rangos de temperatura entre 80-100 °C durante 15-60 segundos.

Estos procesos de pasteurización HTST son característicos de procesos continuos de productos líquidos, precisando equipos de intercambio térmico de

alta eficiencia, que permita conseguir un calentamiento y enfriamiento instantáneo y homogéneo de toda la masa del producto que se está tratando.

E. Reología en productos industriales.

E.1 Introducción

Como ya se ha mencionado en el capítulo del proceso productivo, el comportamiento reológico del cremogenado de melocotón, es uno de los aspectos de vital importancia para la determinación de las magnitudes óptimas que ha de tener el proceso productivo. En nuestro caso, la interpretación de los fenómenos reológicos que motivan el comportamiento característico de los fluidos no newtonianos es, además, el aspecto que se pretende analizar en la segunda parte del proyecto, dedicándole por tanto, una especial atención a su estudio y entendimiento.

E.1.2 Concepto y aplicaciones

La reología es la ciencia que estudia el flujo y las deformaciones de sólidos y fluidos, bajo la influencia de fuerzas mecánicas.

En la actualidad, el estudio del comportamiento reológico de los diferentes productos esta tomando una gran relevancia y es común su aplicación en distintos campos de la industria como plásticos, pinturas, alimentación, tintas de impresión, detergentes o aceites lubricantes.

Así, el estudio de las medidas reológicas de materias primas sin procesar, productos intermedios o semielaborados, o los productos finales tiene una gran cantidad de aplicaciones:

- *Control de calidad:* las medidas de la viscosidad en continuo son cada vez más importantes en muchas industrias alimentarias con objeto de controlar el buen funcionamiento del proceso productivo, así como la calidad de las materias primas, productos intermedios y acabados (Bourne, 1992).

- *Estudio de la textura y consistencia de productos alimenticios:* los datos reológicos pueden ser muy interesantes para modificar el proceso de elaboración o la formulación de un producto final de forma que los parámetros de textura del alimento se encuentren dentro del rango considerado deseable por los consumidores.

- *Producción de pegamentos:* el estudio de su plasticidad y de la forma de fluir dentro del recipiente que lo contiene, entre otros, son parámetros necesarios para su fabricación.

- *Producción de pinturas:* una pintura debe ser esparcida de forma fácil pero sin que escurra.

- *Producción de productos cosméticos y de higiene corporal:* la duración de una laca sobre el pelo, la distribución de la pasta de dientes por toda la boca, la forma de cómo se esparce una crema, etc. Todas estas características se estudian con la reología para obtener la mayor eficacia del producto.

- *Producción de medicamentos*: se estudia su estabilidad química, su tiempo de caducidad y su facilidad de extrusión, entre otras.
 - *Caracterización de elastómeros y de polímeros tipo PVC*.
 - *Estabilidad de emulsiones y suspensiones*.
 - *Caracterización de gasolinas y otros tipos de hidrocarburos*.
 - *Caracterización de metales (en situaciones de elevada temperatura), y de cristales líquidos*.
- *Estudio del magma en vulcanología*: cuanto más fluido sea el magma más tendencia va a tener el volcán a que provoque una erupción.

Además, el estudio reológico permite la obtención de ecuaciones que describen el comportamiento del flujo. Dichas ecuaciones se aplican a la ingeniería de procesos, sobre todo en operaciones que implican transferencia de calor y cantidad de movimiento, y que van a tener una gran relevancia para un correcto diseño de cada instalación y un funcionamiento óptimo de los procesos desarrollados en las industrias (Ibard – V.Barbosa, 2005).

E.1.3 Reología en fluidos alimentarios

En la mayoría de las industrias alimentarias es muy frecuente trabajar con productos fluidos que se encuentran en fase líquida, en todas o en algunas de las operaciones industriales realizadas sobre los mismos (concentración, evaporación, pasteurización, bombeo, etc.). Si a esto le sumamos la gran variedad de productos existente en la actualidad y los diferentes comportamientos que presentan (por ejemplo los helados y grasas son sólidos a una temperatura y líquidos a otra.), tenemos que existen un elevado número de modelos reológicos para los diferentes fluidos, donde el concepto de *fluido* debe ser interpretado como referencia a cuerpos que son capaces de fluir bajo la aplicación de un esfuerzo determinado, según una transformación irreversible (J.R. Hermida, 2000).

E.2 Clasificación de los fluidos según su comportamiento reológico

En una primera clasificación de los fluidos destacan dos grupos básicos: los fluidos newtonianos y los no newtonianos:

E.2.1 Fluidos newtonianos

Los fluidos newtonianos son llamados así después de que Isaac Newton describiera el *flujo viscoso*. El fluido newtoniano no posee propiedades elásticas, es incompresible, isotrópico y carente de estructura y, como el sólido de Hooke, no existe en la realidad. Sin embargo, muchos líquidos reales muestran un comportamiento newtoniano en un amplio rango de esfuerzos cortantes. Estos líquidos son a los que los reólogos se refieren como "líquidos newtonianos".

Así, el comportamiento reológico de los fluidos ideales o newtonianos puede describirse mediante la ley de Newton de la viscosidad, que viene expresada por la ecuación:

$$\tau = \eta \dot{\gamma}$$

que indica que cuando un fluido es sometido a un esfuerzo cortante, τ , existe una proporcionalidad directa y lineal entre la velocidad de deformación o gradiente de velocidad, $\dot{\gamma}$, que sufre el fluido y dicho esfuerzo cortante. Esta constante de proporcionalidad, η , es el llamado coeficiente de viscosidad, viscosidad dinámica o simplemente viscosidad (Charm, 1960).

En este tipo de fluidos la viscosidad sólo depende de la temperatura y composición, siendo independiente del tiempo, de la velocidad de deformación y de la historia previa del fluido (S. Garza, 1999).

E.2.1.1 Fluidos que presentan un comportamiento newtoniano.

Un número limitado de alimentos muestran características de flujo newtoniano, entre los que se encuentran algunos tan importantes fisiológicamente como el agua, nutritivamente como la leche y económicamente como las bebidas refrescantes.

Son muchos los autores que, como resultado de sus investigaciones, atribuyen un comportamiento casi newtoniano a gran número de alimentos fluidos. Como ejemplo de los más nombrados se pueden citar el agua y las disoluciones diluidas de azúcares; las bebidas carbónicas, las bebidas alcohólicas (si no contienen moléculas de cadena larga), los extractos de carne; el jarabe de maíz y ciertas mieles (S. Garza, 1999); algunos aceites ligeros de cocina y la leche cruda y homogeneizada, el huevo y algunos de sus derivados (Steffe *et al.*, 1986). En la bibliografía, son también muy numerosas las citas que consideran el comportamiento newtoniano de los zumos clarificados y despectinizados de diversas frutas en un rango amplio de temperaturas y concentraciones de sólidos solubles (Ibarz *et al.*, 1992).

E.2.2 Fluidos no newtonianos

Del propio concepto de fluido no newtoniano se deduce que para ellos no puede utilizarse el término viscosidad, tal y como ha sido definido por la ley de Newton. Esto es debido a que la viscosidad, dadas una temperatura y composición invariantes, no permanece constante en función del esfuerzo aplicado o del gradiente de velocidades al que se encuentra sometido el fluido, sino que varía según estos y por lo tanto la relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación deja de ser lineal, es decir,

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \neq cte$$

A veces el tiempo de aplicación del esfuerzo y de la historia previa del producto o muestra también influyen en la viscosidad del fluido.

Así pues para estos tipos de fluidos se desarrolla el concepto de viscosidad aparente cuyo valor es la tangente a la curva esfuerzo-deformación en el punto considerado.

La variación de la viscosidad se deduce del hecho de que al trabajar con átomos o moléculas mono o diatómicas no polares, pequeñas y esféricas, se puede aplicar la teoría molecular de la viscosidad, la cual señala que los parámetros que contribuyen a la viscosidad son el volumen molecular, la masa molecular, la distancia entre moléculas, la distribución radial de las moléculas, y las fuerzas de atracción entre las moléculas (Bondi, 1956). Cuando las moléculas son más largas y más complejas, caso de los alimentos, se hace necesario tener en consideración toda una serie de parámetros adicionales, tales como factores geométricos e interacciones entre partículas, que se ven influenciados por las características del flujo.

Por lo tanto, las desviaciones que los fluidos no newtonianos presentan con la ley de Newton son de muy diversa naturaleza, pudiéndose clasificar en tres grupos fundamentales:

| GRUPO | DENOMINACIÓN | CARACTERÍSTICAS |
|-----------------------------------|-----------------------|---|
| Fluidos independientes del tiempo | <i>Seudoplásticos</i> | La viscosidad aparente disminuye con el aumento del esfuerzo cortante. |
| | <i>Plásticos</i> | Presentan un límite $\tau = \tau_0$ por debajo del cual no se presenta flujo. |
| | <i>Dilatantes</i> | La viscosidad aparente aumenta con el esfuerzo cortante. |
| Fluidos dependientes del tiempo | <i>Tixotrópicos</i> | La viscosidad aparente disminuye con el tiempo de aplicación de esfuerzo. |
| | <i>Reopéticos</i> | La viscosidad aparente aumenta con el tiempo de aplicación de esfuerzo. |
| Fluidos viscoelásticos | <i>Viscoelásticos</i> | Presentan características elásticas y viscosas simultáneamente. |

Tabla E.1 (J.R. Hermida, 2000): Clasificación de los diferentes comportamientos reológicos.

El comportamiento reológico de cada uno de estos grupos de fluidos no newtonianos puede describirse según distintas ecuaciones que relacionan el esfuerzo cortante con la velocidad de deformación. En la literatura existen muchos modelos para describir este comportamiento, sin embargo son varios los autores que coinciden al afirmar que uno de los modelos más comúnmente usados y de aplicación general para ajustar los datos experimentales y expresar cuantitativamente el comportamiento al flujo de los fluidos inelásticos independientes del tiempo es el modelo propuesto por Herschel y Bulkley (S. Garza, 1999):

$$\tau = \tau_0 + K_H y'^n$$

Donde:

τ = esfuerzo cortante.

τ_0 = umbral de fluencia.

K_H = índice de consistencia del flujo.

y' = velocidad de deformación.

n = índice de comportamiento del flujo.

Esta ecuación puede representar, dependiendo de los valores que tomen las constantes, comportamientos newtonianos, plásticos de Bingham, pseudoplásticos y dilatantes.

En la siguiente tabla se muestra el comportamiento al flujo y algunos ejemplos de varios tipos de alimentos fluidos y semifluidos.

| Tipo de flujo | Índice de consistencia | Índice de comportamiento al flujo | Umbral de fluencia | Ejemplo |
|---------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|--------------------|--|
| Newtoniano | Viscosidad $K > 0$ | $n = 1$ | $\tau_0 = 0$ | Zumos clarificados, aceites, leche, jarabes de pastelería. |
| Seudoplástico | Viscosidad aparente $K > 0$ | $0 < n < 1$ | $\tau_0 = 0$ | Zumos concentrados cremogenados y purés, de fruta, almidón. |
| Plástico de Bingham | Plasticidad constante $K > 0$ | $n = 1$ | $\tau_0 > 0$ | Aderezos de ensalada, salsa de dulce de, chocolate keppchup. |
| Tipo mixto | Índice de consistencia $K > 0$ | $0 < n < 1$ | $\tau_0 > 0$ | Mermelada, jalea. |
| Dilatante | Índice de consistencia $K > 0$ | $1 < n < \infty$ | $\tau_0 = 0$ | Mantequilla de cacahuete, pasta de salchichas. |

Tabla E.2 (S. Garza, 1999): Características de flujo de alimentos líquidos

E.2.2.1 Fluidos independientes del tiempo

Como hemos mencionado con anterioridad dentro de este grupo se encuentran los fluidos pseudoplásticos, plásticos y dilatantes, que representan un comportamiento caracterizado por curvas tensión deformación de la forma:

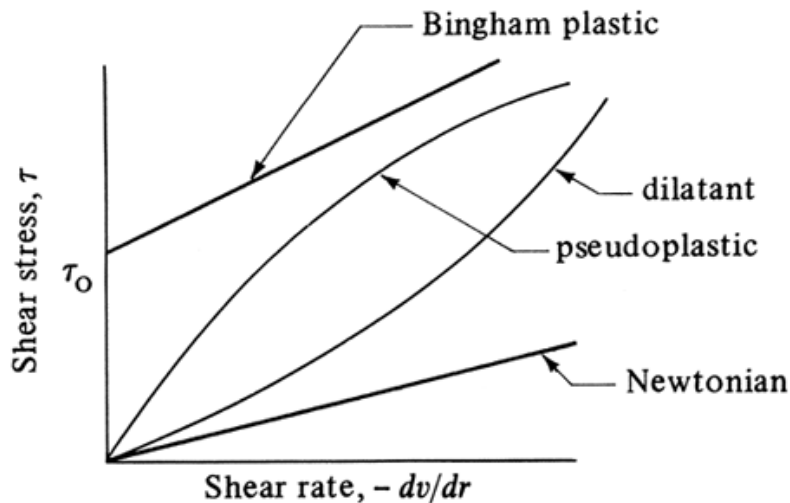


Figura E.1 (M. Barroso, 1998): Variación del esfuerzo cortante con la variación de la velocidad de deformación.

Donde la viscosidad se ve caracterizada por la temperatura, por la composición del fluido y por esfuerzo cortante o gradiente de velocidad aplicado, pero nunca por el tiempo de aplicación de éste último.

E.2.2.1.1 Fluidos seudoplásticos y dilatantes.

Los fluidos seudoplásticos se caracterizan porque su viscosidad aparente decrece cuando aumenta el gradiente de velocidad de deformación o con el aumento del esfuerzo cortante. Mientras que, para los segundos se produce el efecto contrario, produciéndose un aumento de la viscosidad al aumentar la velocidad de deformación.

En ambos casos la viscosidad aparente tiende a hacerse lineal para altos valores de la velocidad de deformación, es decir, alcanza un valor constante a partir de un valor límite de la velocidad de deformación. En estas condiciones el valor de la viscosidad aparente se le denomina *viscosidad a gradiente infinito* representándose por $\eta_{g\infty}$.

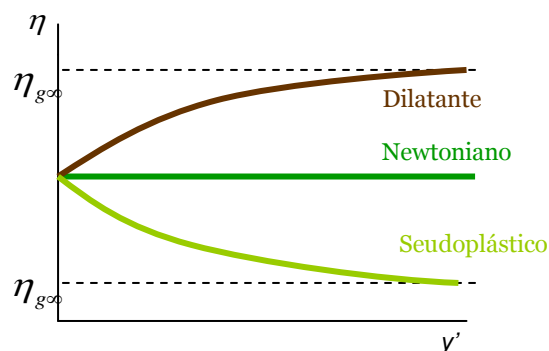


Figura E.2 (J. R. Hermida, 2000): Variación de la viscosidad con la variación de la velocidad de deformación.

Existen en la bibliografía gran cantidad de modelos que definen el comportamiento reológico de estos dos tipos de fluidos, siendo una de las más

comunes la ecuación de Ostwald-De Waale, también conocida como ley de la potencia (Sherman, 1970):

$$\tau = Ky'^n$$

De donde se deduce fácilmente, que la viscosidad aparente es de la forma:

$$\mu_a = \frac{\tau}{y'} = Ky'^{n-1}$$

Donde:

K es el índice de consistencia expresado en $Pa \cdot s^n$ y cuantifica la consistencia del fluido: cuanto mayor es K, más viscoso es el fluido.

n es el índice de comportamiento de flujo, constante adimensional que expresa la desviación del comportamiento al flujo estudiado respecto al newtoniano (Carbonell *et al.*, 1990), tomando el valor 1 para fluidos newtonianos. Además n variará entre 0 y 1 para fluidos pseudoplásticos y entre 1 y ∞ para dilatantes.

E.2.2.1.1.1. Fluidos que presentan un comportamiento pseudoplástico.

Este tipo de comportamiento, también denominado “*shear thinning*”, es uno de los más comunes en los fluidos alimentarios y en las soluciones de polímeros. Surge como resultado de una ruptura o reorganización continua de la estructura, que da lugar a una menor resistencia al flujo. Así por ejemplo en el caso de soluciones de polímeros con macromoléculas filiformes en forma de cadena (ejemplo 2 de la fig.), que generalmente se encuentran plegadas en reposo y que englobando una gran cantidad de líquido en su interior, al verse sometidas a esfuerzos de deformación las moléculas se despliegan en el sentido de del desplazamiento, orientándose y liberando parte de la fracción líquida, lo que provoca una disminución de la viscosidad aparente. Otros fenómenos por los que disminuye la viscosidad son representados a continuación (Ibard – V. Barbosa, 2005):

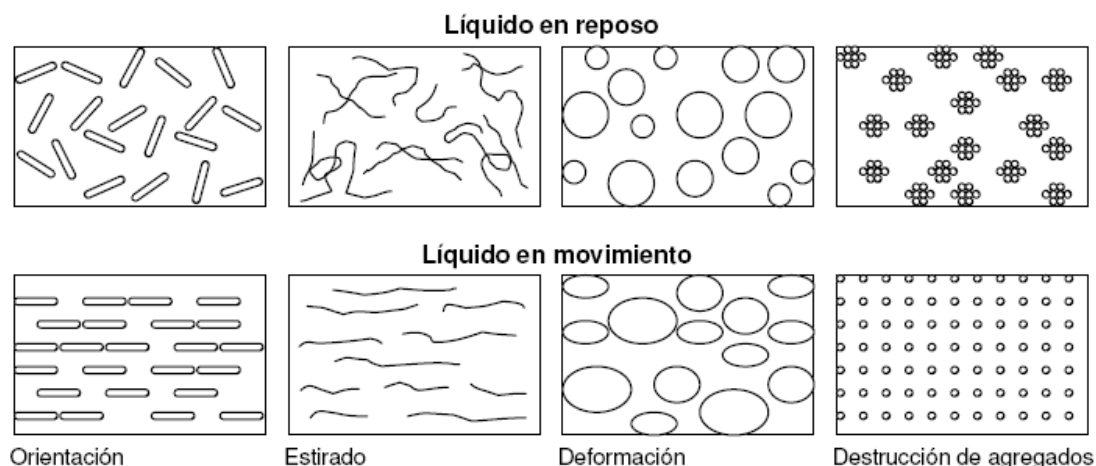


Figura E.3 (M. Barroso, 1998): Diferentes comportamientos moleculares que motivan el comportamiento seudoplástico .

Por lo tanto las causas que motivan este tipo de comportamiento son debidas a la presencia de:

1. Compuestos de elevada masa molecular o partículas alargadas a concentraciones bajas.
2. Alta interacción entre partículas, causando su agregación o asociación por enlaces secundarios.
3. Relación axial elevada y simetría de las partículas, requiriendo su orientación a lo largo de las líneas de corriente.
4. Variación de la forma y tamaño de las partículas, permitiendo su apilamiento.
5. Partículas no rígidas o flexibles, que pueden sufrir un cambio en su geometría o conformación.

Como mencionamos anteriormente son muchos los ejemplos que existe de fluidos que presentan un comportamiento seudoplástico, como los purés de frutas y vegetales, en los que la consistencia es un parámetro fundamental en la medida de calidad, derivados del tomate y confituras de fruta; Otros ejemplos de comportamiento seudoplástico son productos lácteos como la nata o la leche azucarada condensada; algunas sopas y salsas; la clara de huevo; la yema del huevo; el ketchup y la mostaza francesa (S. Garza, 1999); y soluciones acuosas espesantes tales como pectinas y gomas (J. R. Hermida, 2000) .

E.2.2.1.1.2 Fluidos que presentan un comportamiento dilatante.

También denominado “*shear thickening*” este tipo de comportamiento se debe a que cuando los gradientes de velocidad son bajos, los sólidos se encuentran en un alto grado de empaquetamiento dentro de la suspensión y por tanto la fracción líquida llena los huecos entre partículas, lubricando el movimiento relativo entre estas, dando lugar a una baja resistencia al flujo y por tanto, a una baja viscosidad relativa. A medida que los gradientes de velocidad aumentan se rompe el empaquetamiento, expandiéndose el material y aumentando la fracción de huecos en la que ya no existe líquido suficiente para el efecto lubricante, aumentando la fricción y la viscosidad aparente.

El número de fluidos que presenta dicho comportamiento es reducido, siendo característico de suspensiones con alto contenido en sólidos, de pastas de almidón, de la goma arábiga y de ciertos tipos de mieles de eucalipto (J.R. Hermida, 2000).

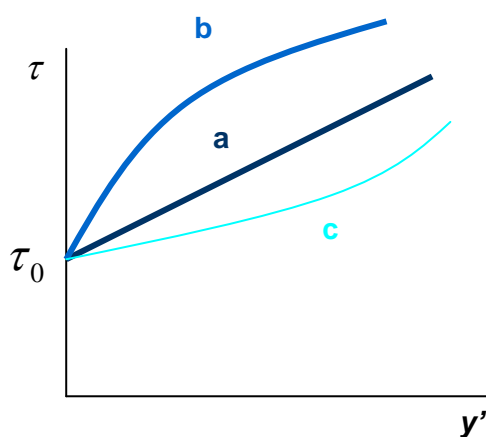
E.2.2.1.2 Fluidos plásticos.

Representan uno de los comportamientos más comunes dentro de los fluidos independientes del tiempo, y se caracterizan por presentar un valor de *esfuerzo de deformación umbral* τ_0 , que debe ser superado para que el fluido empiece a fluir. Este valor umbral es debido a que el fluido en reposo mantiene una estructura tridimensional presentando un comportamiento sólido con suficiente rigidez como para soportar tensiones de valores inferiores a τ_0 . Al superar dicho umbral la estructura se deshace y el producto es capaz de fluir, presentando un comportamiento líquido. Por lo tanto este tipo de fluidos pueden ser clasificados tanto como sólidos o como líquidos.

Para expresar cualitativamente este tipo de flujo el modelo más comúnmente utilizado es el modelo propuesto por Herschel y Bulkley, expuesto al principio del capítulo:

$$\tau = \tau_0 + K_H \dot{\gamma}^n$$

Dependiendo de los valores que tomen los parámetros de la ecuación los fluidos presentarán diferentes comportamientos:



Así, el comportamiento de tipo **a** se obtiene para valores de $n=1$, $\tau_0 > 0$ y K con el valor de la viscosidad aparente del fluido. Los fluidos que presentan estas características se conocen con el nombre de *plástico de Bingham*, que se caracteriza porque una vez superado el valor umbral de fluencia, la velocidad de deformación es proporcional al esfuerzo, como en el caso de los fluidos newtonianos. Un ejemplo de plástico de Bingham es la pasta de dientes (Ibard – V. Barbosa, 2005).

Figura E.4 (J.R. Hermida, 2000): Evolución del esfuerzo de cortadura con la variación de la deformación en fluidos plásticos.

El plástico de Bingham está expuesto a una cierta idealización y, en la práctica, es común la no existencia de proporcionalidad entre τ e $\dot{\gamma}$ una vez traspasado el valor umbral, siendo el comportamiento **b** (denominado *plástico de Casson*) el más frecuente (Ibard – V. Barbosa, 2005).

E.2.2.1.2.1 Fluidos que presentan un comportamiento plástico.

Entre los alimentos típicamente plásticos se encuentran el puré de patata y la nata batida, el chocolate fundido y algunas grasas como margarinas y mantequillas (S. Garza, 1999).

El modelo de Bingham ha sido también aplicado de algunos zumos naturales de manzana (Ibard – V. Barbosa, 2005).

E.2.2.2 Fluidos dependientes del tiempo.

La viscosidad aparente de algunos fluidos depende no sólo de la velocidad de deformación sino que además, se ven afectados por el tiempo a la que se encuentran sometidos a dicha deformación. Así, al aumentar el tiempo de flujo bajo condiciones constantes, tales fluidos presentan aumento o disminución de la viscosidad. El primero de estos efectos es denominado *reopexia*, mientras que el último se conoce como *tixotropía*.

Ambos, presentan la característica común de modificación progresiva de su estructura por aplicación de un esfuerzo, entendiendo dicha modificación en el sentido de destrucción-regeneración. Este tipo de modificación es dinámico, es decir, ocurre en ambos sentidos si bien uno de ellos (destrucción o generación) puede ser predominante (J.R. Hermida, 2000).

Por lo tanto al someter a uno de estos materiales en reposo, es decir, sin modificaciones en su estructura, a un gradiente de velocidad su estructura puede ser destruida. El valor de la velocidad de destrucción de la estructura, para un mismo gradiente, dependerá del número de enlaces que aún queda por eliminar, valor que irá disminuyendo a medida que pase el tiempo. Del mismo modo, el valor de regeneración de la estructura aumentará con el tiempo, conforme aumente el número de posibles enlaces. Se alcanzará un estado de equilibrio dinámico, para cada valor fijo de gradiente, cuando ambos valores de velocidad se igualen. De esta forma la viscosidad aparente dependerá simultáneamente del gradiente de velocidad y del tiempo de aplicación. (J.R. Hermida, 2000).

Dependiendo de si predomina la destrucción o la regeneración de la estructura tenderemos uno de los dos comportamientos. Así pues en el comportamiento tixotrópico la velocidad de destrucción prevalece sobre la de regeneración con el aumento del gradiente y del tiempo, por lo que la viscosidad aparente disminuye con estos. La tixotropía se caracteriza por ser un proceso reversible, en el que una vez que dejamos el material en reposo, su estructura se reconstituye gradualmente. Si el proceso de reconstrucción no tiene lugar, y la deformación adquiere un carácter irreversible, nos encontramos ante un fenómeno denominado falsa tixotropía. Un ejemplo es el del yogurt, cuya estructura micro celular, de naturaleza biológica se deforma irreversiblemente.

Por otro lado, si predomina la regeneración, se produce un aumento de la viscosidad aparente con el aumento del tiempo de aplicación de esfuerzo y el aumento de gradiente. A este fenómeno se denomina reopexia y se caracteriza porque la estructura del producto se reorganiza a medida que se deforma, volviéndose a organizarse al cesar la deformación.

En ambos casos nos encontramos con fluidos que introducen una variable adicional, tiempo, en su comportamiento reológico, siendo necesario la realización de reogramas en ciclo de histéresis para su reconocimiento. Este tipo de ciclos consisten en someter al fluido a un aumento del esfuerzo de deformación de forma gradual hasta un valor límite a partir del cual se inicia una disminución del esfuerzo, también de forma gradual, hasta un valor nulo.

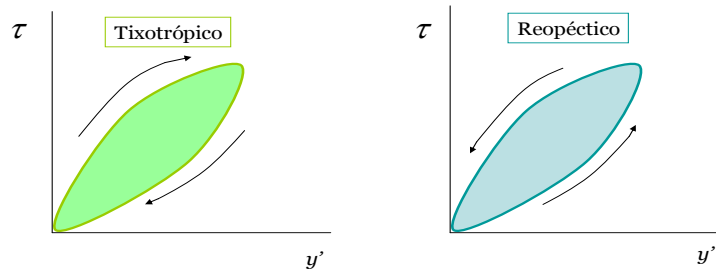


Figura E.5 (J.R. Hermida, 2000): Evolución del esfuerzo de cortadura con la variación de la deformación en fluidos dependientes del tiempo.

La aplicación de dichos esfuerzos da como resultado un ciclo cerrado o ciclo de histéresis, en la que el área encerrada en la fase de incremento-disminución del esfuerzo es considerada un indicativo del comportamiento tixotrópico o reopéctico del fluido ensayado. Cuando menor sea dicho comportamiento menor será el área encerrada. Por lo tanto para fluidos no dependientes del tiempo, las curvas de ascenso y descenso deben coincidir.

Por último destacar que hay autores que consideran que la tixotropía es semejante a la pseudoplasticidad, donde la única diferencia estribaría en el tiempo necesario para alinear las partículas en la dirección del flujo. Para el caso de la pseudoplasticidad dicho tiempo adquiere un valor mínimo, que tiende a despreciarse, por lo que los factores que contribuyen a la tixotropía también contribuyen a la pseudoplasticidad, y por el mismo motivo, los factores causantes de la reopexia también causan la dilatancia (Ibard – V.Barbosa, 2005).

Entre los modelos matemáticos que describen estos tipos de flujo cabe destacar la modificación de la ecuación de Herschel-Bulkley llevada a cabo por Cheng y Evans (1965) y Petrellis y Flumerfelt (1973) con objeto de incluir un parámetro estructural que tuviera en cuenta los efectos de la dependencia del tiempo (Ibard – V. Barbosa, 2005):

$$\tau = k(\tau_0 + K_H \dot{\gamma}^n)$$

en la que k es un parámetro estructural que varía con el tiempo, cuyo valor varía entre la unidad para tiempo cero, hasta un valor límite de equilibrio k_e .

E.2.2.2.1 Fluidos que presentan un comportamiento tixotrópico.

El comportamiento tixotrópico es frecuente en alimentos. Por citar algunos ejemplos en este grupo se encuentran la clara de huevo, el zumo de tomate, los aderezos de ensalada, el puré de albaricoque, la leche condensada, la mayonesa, algunos quesos blandos y miel (S. Garza, 1999). Y fuera del campo de la alimentación las tintas de impresión, el nylon y la pintura (M. Barroso, 1998).

Un ejemplo de la importancia de este fenómeno, y del estudio reológico en general, lo encontramos en las pinturas.

Durante su aplicación la pintura se encuentra sometida a diferentes gradientes de velocidad dependiendo del método de pintado elegido, esto hace que, al tratarse de un material tixotrópico, la estructura se destruya y el material se vuelva más fluido, facilitando su aplicación sobre la superficie deseada.

Por el contrario, cuando nos encontramos en superficies verticales, este incremento de la fluidez, puede ser perjudicial, ya que la fuerza de gravedad provoca que la pintura tienda a escurrirse. Esto hace que sea necesario llegar a un acuerdo, en el que interesa por un lado que la pintura presente una cinética de estructuración rápida y, en consecuencia, la tixotropía sea escasa, de manera que una vez aplicada, recupere lo más rápidamente su nivel estructural interno, aumentando su viscosidad y evitando de esta manera que resbale sobre la superficie.

Por otro lado si la tixotropía es demasiado pequeña, puede darse el caso de que la pintura no fluya con facilidad, dejando marcas en la superficie, especialmente si el método de pintado es un pincel o brocha. Para regular este comportamiento existen aditivos que regulan el grado de tixotropía para cada caso de aplicación (M. Barroso, 1998).

E.2.2.2.1 Fluidos que presentan un comportamiento reopéctico.

El comportamiento reopéctico es poco habitual en alimentos. Como ejemplos citar el yeso, la arcilla bentonítica y dentro de la alimentación, la miel de eucalipto.

E.2.2.3 Fluidos viscoelásticos.

Este tipo de productos semilíquidos presentan conjuntamente propiedades de flujo viscoso y sólido elástico. Esta combinación de propiedades les confiere un comportamiento característico que los hace diferentes de otros fluidos. Así, si un fluido newtoniano se hace salir en chorro por una tubería, se produce la contracción en diámetro del chorro; mientras que si se trata de un fluido viscoelástico, se produce un ensanchamiento. Este fenómeno se conoce como efecto de Barus y es debido a que cuando un fluido viscoelástico circula por el interior de una conducción, la tensión tangencial debida al rozamiento con las paredes de la misma provoca la aparición de tensiones normales en la dirección radial. Como consecuencia, a la salida de la conducción el fluido

experimenta una expansión brusca de sus líneas de flujo, a diferencia de lo que sucede con los fluidos newtonianos (F. Rodríguez, 2000).

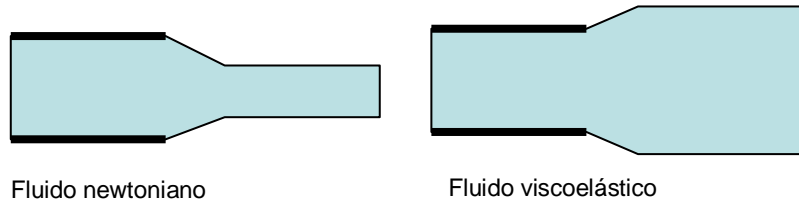


Figura E.6 (F. Rodríguez, 2000): Representación esquemática del efecto de Barus en fluidos viscoelásticos.

Otro ejemplo sería el efecto de Weissenberg. Dicho efecto se pone de manifiesto cuando un fluido viscoelástico contenido en un depósito es agitado mediante una varilla. En el caso de fluidos newtonianos o pseudoplásticos el efecto de las fuerzas de inercia es predominante, desplazando el fluido hacia los extremos del depósito, produciendo un vórtice en el centro del depósito. Por el contrario para fluidos viscoelásticos, las fuerzas elásticas generadas por la rotación de la varilla generan fuerzas normales positivas que hacen que el fluido suba.

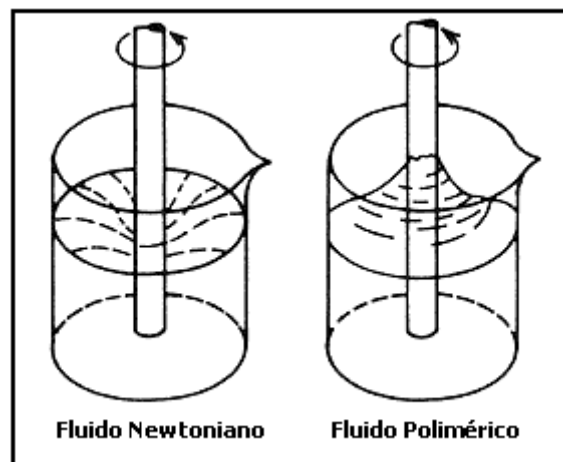


Figura E.7 (A. Hackley - F. Ferraris, 2001): Representación esquemática del efecto de Weissenberg en fluidos viscoelásticos.

La caracterización reológica de este tipo de fluidos presenta una elevada complejidad, así como un elevado número de modelos. Entre ellos cabe destacar por su simplicidad, el modelo de Maxwell, que combina las ecuaciones de newton y la ley de Hooke de la elasticidad. Este tipo de modelo sigue una analogía con el comportamiento que seguiría un sistema formado por un émbolo y un muelle dispuestos en serie.

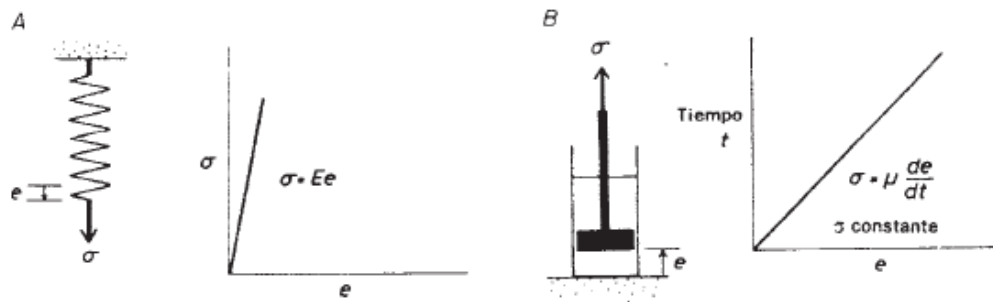


Figura E.8 (R. Martínez, 2002): Los cuerpos teóricos elementales y sus analogías mecánicas. A- comportamiento elástico. B- comportamiento viscoso.

En el que el émbolo representa el comportamiento viscoso del material. Cuanto más rápido se mueva el émbolo mayor será la resistencia que se oponga a dicho movimiento, al tener que pasar una mayor cantidad de fluido por la holgura existente entre el cilindro y el émbolo. De igual manera se llega a una analogía entre el comportamiento del muelle con el comportamiento elástico del material. En la que el módulo de Young sería la constante de rigidez del muelle y el sólido se deformaría de forma proporcional al esfuerzo aplicado, volviendo a su posición original una vez cesase la aplicación del mismo (R. Martínez, 2002).

Para un montaje en serie tenemos:

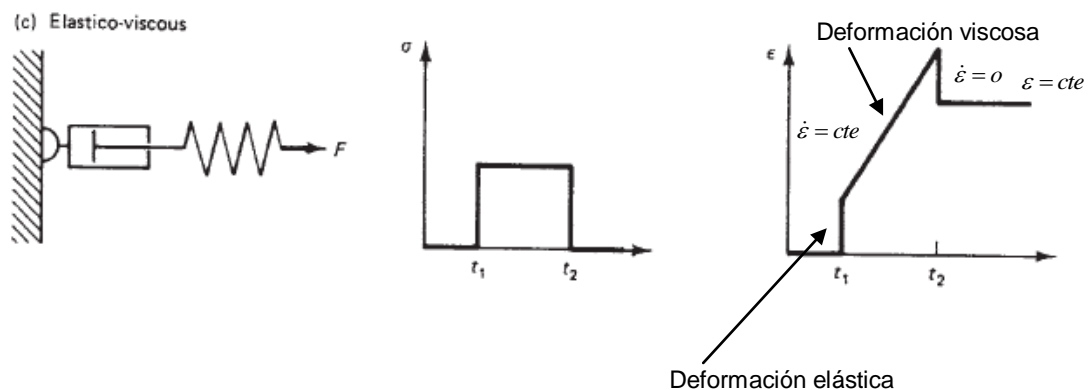


Figura E.9 (R. Martínez, 2002): Relaciones esfuerzo-tiempo y deformación-tiempo para el comportamiento elastoviscoso.

Por lo tanto un comportamiento de este tipo implica que el material admite una cierta cantidad de deformación elástica, que desaparecerá al quitar el esfuerzo, y una deformación de tipo viscoso que será permanente (ver gráficos esfuerzo-tiempo y deformación-tiempo). Los materiales a los que se aplica este modelo son esencialmente líquidos y para un esfuerzo dado la deformación puede alcanzar cualquier valor, dependiendo del tiempo de aplicación. Esto es consecuencia del émbolo en la analogía mecánica. Sin embargo, no son líquidos perfectos puesto que tienen un cierto comportamiento elástico, condicionado en el modelo por el muelle. Si una vez alcanzado un cierto valor de la deformación, ésta se mantiene constante, el esfuerzo se disipa gradualmente hasta desaparecer, lo que equivaldría en el modelo a que una vez alcanzada una cierta elongación, se fijase el extremo exterior del muelle, esto produciría una recuperación del mismo hasta su longitud inicial y un desplazamiento del émbolo para suplir el acortamiento del muelle. El tiempo en el que esto sucede, durante el cual existen esfuerzos en el interior del sistema que van decreciendo

progresivamente hasta anularse, se denomina *tiempo de relajación* (R. Martínez, 2002 ; J. Llambías, 2001).

La expresión matemática que define estos materiales, también denominados elastoviscosos, es (R. Martínez, 2002):

$$y' = \frac{\tau}{\eta_0} + \frac{\Delta\tau}{G}$$

donde G es el módulo de elasticidad de la parte elástica y η_0 la viscosidad de la parte fluida. Al dividir $\frac{\eta_0}{G}$ obtenemos λ_1 , que tiene dimensiones de tiempo, y que representa el tiempo de relajación, que, como mencionamos anteriormente, es el tiempo en el que los esfuerzos internos desaparecen (se relajan). Y como puede observarse de la formulación, cuanto mayor sea la componente elástica respecto a la viscosa, menor será el tiempo de respuesta; mientras que si la componente viscosa es elevada, el tiempo de respuesta del material a una deformación también lo será.

Sustituyendo el tiempo de relajación obtenemos la ecuación de Maxwell:

$$\eta_0 y' = \tau + \Delta\tau\lambda_1$$

Lo que ocurre es que generalmente la viscoelasticidad que presentan los fluidos es no lineal, no pudiéndose aplicar la ecuación de Maxwell, y dando lugar a otro tipo de modelos más complicados que modelizan el comportamiento de materiales viscoelásticos no lineales.

Entre estos modelos, y sin entrar en su formulación, destaca el modelo de Kelvin-Voigt, que volviendo a la analogía del sistema de muelle y émbolo representaría a materiales que presentan un comportamiento en paralelo, y a los que se denomina firmoviscosos.

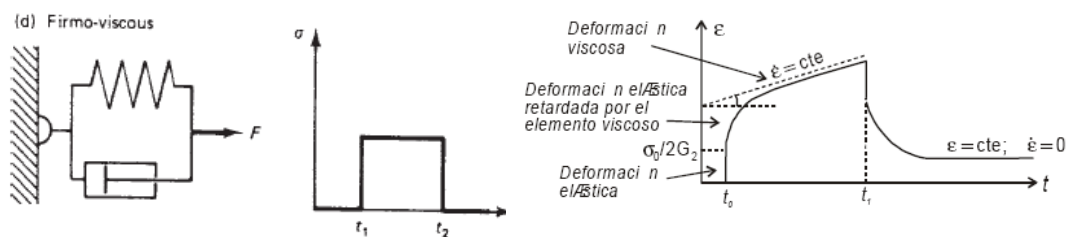


Figura E.9 (R. Martínez, 2002 y J. Llambías, 2001): Relaciones esfuerzo-tiempo y deformación-tiempo para el comportamiento firmoviscoso.

Este comportamiento implica que para un esfuerzo dado, la deformación no puede superar cierto valor, controlado por el muelle en la analogía mecánica, y que este valor tarda un tiempo en alcanzarse, lo que es causado por el émbolo. Este tiempo se denomina *tiempo de retardo*. Los materiales viscoelásticos son esencialmente sólidos elásticos en los que la deformación no se produce instantáneamente al aplicar el esfuerzo ni se recupera instantáneamente al suprimirlo (ver gráficos esfuerzo-tiempo y deformación-tiempo). Este tipo

especial de comportamiento elástico se denomina *anelasticidad* y es común en muchos de los sólidos reales (R. Martínez, 2002; J. Llambías, 2001).

La diferenciación entre estos dos modelos, es más teórica que real y en la naturaleza suele darse una combinación de ambos, y por esta razón, el término viscoelástico es utilizado en forma genérica y con un sentido muy amplio. Uno de los modelos que estudia la combinación de ambos comportamientos es el de Bird-Carreau basado en la teoría constitutiva de Carreau que incorpora la historia completa del material.

Por último añadir que hay ciertos autores que defienden que la viscoelasticidad no suele ser importante en casos de circulación de estos fluidos en régimen estacionario por tuberías rectas, ya que no afectan sensiblemente a los perfiles de velocidad ni a la distribución de temperaturas; sin embargo, en codos, válvulas y bombas pueden tener efectos importantes (J.R. Hermida, 2000).

E.2.2.3.1 Fluidos que presentan un comportamiento viscoelástico.

Habitualmente los fluidos viscoelásticos son suspensiones de partículas sólidas en un líquido en las que, como dijimos con anterioridad, frente a la deformación por el flujo de la fase líquida que rodea a las partículas, la energía se almacena en los sólidos como deformación elástica. Ejemplos de estos productos son algunas gelatinas y pulpas como los geles de almidón, gelatina y los de leche, las manzanas, los fideos cocidos, el queso, la masa de harina de trigo y los granos de maíz y trigo. También presentan propiedades viscoelásticas la crema de leche y la mantequilla batida (S. Garza, 1999). Ejemplos de productos que presenten el comportamiento del modelo de Kelvin-Voigt son el helado derretido, así como los productos congelados (J.R. Hermida, 2000).

También encontramos este tipo de comportamiento en la geología, donde el magma puede ser considerado como un cuerpo viscoelástico, en el cual la porción de deformación viscosa es muy superior a las componentes elásticas, o en los adhesivos como ciertos cauchos de silicona que fluyen de forma viscosa por el simple efecto de la gravedad adaptándose al envase que los contiene, como si de un líquido puramente viscoso se tratara pero que se comportan como sólidos elásticos frente a velocidades de sollicitación mayores y de hecho rebotan cuando se lanzan contra una pared o el suelo (J. Llambías, 2001).

E.3 Factores que influyen en el comportamiento reológico

Además de los factores mencionados con anterioridad, como son el gradiente de velocidad, el tiempo al que sometemos la muestra a dicho gradiente, para el caso de los fluidos dependientes del tiempo, o, por supuesto, las propiedades intrínsecas de la misma, existen dos factores determinantes en su comportamiento reológico: la temperatura a la que se encuentra la muestra y su concentración.

E.3.1 Efecto de la temperatura.

En cualquier industria los productos son sometidos a diferentes procesos de transformación, en los que suele ser común que se vean sometidos a cambios de temperatura. Para el caso de la industria alimentaria los alimentos fluidos están sujetos a cambios de temperatura durante todo el proceso de elaboración, almacenamiento, transporte e incluso consumo. Esto hace que el estudio de la influencia de la temperatura en el comportamiento reológico sea de vital importancia.

La correlación aceptada por un mayor número de autores para describir la influencia que ejerce la variación de la temperatura sobre la viscosidad de un fluido es una ecuación de tipo Arrhenius (Ibard – V. Barbosa, 2005).

Para los fluidos newtonianos, la expresión que correlaciona la viscosidad con la temperatura es:

$$\eta = K_0 \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right)$$

donde K_0 es el factor de frecuencia, E_a es la energía de activación del flujo, R es la constante universal de los gases perfectos y T es la temperatura en grados Kelvin.

En el caso de fluidos no newtonianos la relación con la temperatura se establece con la viscosidad aparente para una velocidad de deformación fija (Ibard – V. Barbosa, 2005):

$$\eta_a = \eta_\infty \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right)$$

donde η_a es la viscosidad aparente y η_∞ es una constante denominada viscosidad de deformación infinita.

Por último para el caso de fluidos que obedezcan el modelo de la ley de potencia y de Herschel-Bulkley, el efecto de la temperatura puede correlacionarse mediante un modelo combinado de la ecuación de Arrhenius y la ley de potencia:

$$\tau = K \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \dot{\gamma}^n$$

Dentro de los diferentes alimentos a los que se puede aplicar esta ecuación (todos aquellos que sigan la ley de potencia), cabe destacar los concentrados de tomate, cremogenado de pera, puré de guayaba, y concentrados de frambuesa (S. Garza, 1999).

Además de variar la viscosidad, la temperatura también puede variar otros parámetros reológicos del material afectado térmicamente. Generalmente el efecto observado es el siguiente (Ibard – V. Barbosa, 2005):

- La viscosidad e índice de consistencia disminuyen al aumentar la temperatura.
- El índice de comportamiento al flujo no suele verse afectado por la variación de temperatura. Sin embargo, en algún caso se ha observado que un aumento de la temperatura puede hacer aumentar el índice de comportamiento al flujo, pasándose de comportamiento pseudoplástico a newtoniano.
- El umbral de fluencia, τ_0 , también puede variar con la temperatura, de tal modo que al aumentar la temperatura disminuye su valor. Efecto que encontramos en algunos zumos de limón. Otro ejemplo de variación del umbral de fluencia con la temperatura se presenta en los zumos de kiwi en los que dicha variación presenta una relación lineal.

E.3.2 Efecto de la concentración sobre la viscosidad.

El efecto que la concentración ejerce sobre un sistema homogéneo es el de aumentar su viscosidad o índice de consistencia. En la bibliografía pueden encontrarse dos tipos de correlaciones (Rao, 1974), una según un modelo potencial:

$$\eta = K_1 C^{A_1}$$

y otra según el modelo exponencial:

$$\eta = K_2 \exp(A_2 C)$$

En los que K y A , son constantes y C es la concentración de algunos de los componentes de la muestra, generalmente expresada según el contenido de sólidos solubles expresado en °Brix. Estas mismas ecuaciones se utilizan para estudiar el efecto de la concentración sobre el índice de consistencia, sustituyendo η por n .

El campo donde esta formulación tiene una mayor aplicación es el referido a derivados de frutas, en el que se estudia el contenido de sólidos solubles, pectinas, sólidos totales, etc. Así pues, se ha comprobado experimentalmente que el modelo potencial da resultados satisfactorios en purés de frutas y hortalizas altamente viscosos. Por el contrario para zumos de fruta concentrados, zumos clarificados y pastas el modelo exponencial proporciona mejores ajustes (S. Garza, 1999).

Además de la viscosidad e índice de consistencia la concentración puede afectar, entre otros parámetros reológicos, al umbral de fluencia que en algunos productos aumenta con la concentración. Así para los zumos de kiwi la disminución de la concentración puede llegar a hacer desaparecer el umbral.

En el caso del índice de comportamiento de flujo, la relación entre este y la concentración no es genérica, pudiendo mantenerse constante con

variaciones de la concentración, o disminuyendo al aumentar esta última (Rao, 1984).

E.3.3 Efecto combinado de la temperatura y la concentración.

Normalmente los efectos de la concentración y la temperatura sobre el comportamiento reológico de los productos no suele darse de forma independiente, siendo común que en las diferentes fases de elaboración se encuentren sometidos a diferentes temperaturas y concentraciones, por lo que resulta interesante poder encontrar una expresión que relacione el efecto que la temperatura y la concentración tienen sobre la viscosidad.

Varios autores definen el siguiente modelo matemático como el más idóneo para explicar el efecto combinado de la temperatura y la concentración sobre el índice de consistencia de derivados de fruta (Ibard – V. Barbosa, 2005):

$$\eta_a = \alpha_1 \exp\left(\beta_1 C + \frac{E_a}{RT}\right)$$

donde η_a es la viscosidad para los fluidos newtonianos, y la viscosidad aparente o índice de consistencia para no newtonianos. Los parámetros α_1 y β_1 son constantes, mientras que C es la concentración, T la temperatura en Kelvin, R la constante universal de los gases y E_a la energía de activación.

Por último, añadir que para una buena caracterización de un fluido, casi tan crítico como la selección del modelo y ecuaciones que van a regir su comportamiento, es la determinación de los parámetros empleados en el modelo y que, además, definen y diferencian cada uno de los productos. Este hecho ha motivado el desarrollo de una gran cantidad de aparatos y métodos destinados a tal fin, cuyo estudio y análisis está íntimamente relacionado con la reología, quedando recogida una amplia recopilación bibliográfica en el **ANEXO III** del presente proyecto.

2ª PARTE:

Simulación en Fluent de un proceso de enfriamiento del cremogonizado de melocotón en cambiador comercial de doble tubo.

O. Prefacio.

La aplicación del calor a los alimentos como método de conservación tuvo sus orígenes en 1852 cuando el francés Nicolás Appert consiguió aumentar la vida útil de distintos alimentos sometiendo a un baño de agua en ebullición, descubriendo así el principio del proceso de esterilización.

Desde entonces se han ido mejorando equipos y tecnología para lograr incrementar la vida útil de los productos, asegurando una estricta calidad microbiológica que además mantenga intactas las características sensoriales y nutritivas del alimento. A ello ha contribuido el desarrollo de los intercambiadores de calor, existiendo una gran variedad de modelos y procesos.

El principal objetivo de los diferentes modelos existentes es el incremento de la transferencia de calor, transferencia que se ve afectada, además de los parámetros clásicos de la turbulencia del flujo y de la forma, espesor y material de la pared del cambiador, por la presencia de depósitos en la pared de intercambio.

La mayoría de los productos tratados, suelen estar compuestos por diferentes sustancias, que presentan una mayor o menor sensibilidad al calor, esto hace que puedan quedar depositados sobre la pared durante el tratamiento. La fina capa de producto depositada hace que empeore la conductividad térmica de la pared, y con ello la eficiencia del intercambiador, impidiendo que el producto alcance la temperatura prevista. En algunos casos, dicha capa puede ir creciendo y reduciendo el área de paso de manera que se incrementa la pérdida de carga, impidiendo que la bomba instalada suministre el flujo para el que fue diseñada la instalación, y dando lugar de nuevo a un proceso térmico inadecuado.

Uno de los intercambiadores de mayor aplicación en la industria alimentaria es, sin duda, el intercambiador de placas, al presentar una elevada eficiencia permitiendo altos grados de transferencia de calor que, además de reducir la superficie de intercambio, permiten la inmediatez precisada en los procesos térmicos, en los que el producto es calentado a altas temperaturas en cortos periodos de tiempo, asegurando de esta manera el mantenimiento de las propiedades organolépticas del mismo. Una de las aplicaciones más frecuentes en las que tiene lugar la utilización de este tipo de cambiadores se encuentra en el procesado de la leche.

Entre las limitaciones con las que se encuentra la industria al utilizar estos intercambiadores es que la presión de trabajo ha de ser baja, en torno a 16-20 bar, y que la temperatura máxima de trabajo se encuentra limitada por la naturaleza de las juntas empleadas, que raramente soportan temperaturas mayores de los 150 °C. Estas limitaciones raramente suponen un problema, al desarrollarse en la industria procesos cuyos rangos de funcionamiento se encuentran por debajo de estos. Sin embargo, el principal problema con el que se ha de enfrentar la industria al utilizar este tipo de intercambiadores es la disminución de la eficiencia cuando los líquidos procesados no presentan un

comportamiento newtoniano, una baja viscosidad, o cuando los fluidos presentan partículas o fibras, pues la compleja geometría del cambiador dificulta el flujo, pudiéndose en algunos casos llegar a formarse depósitos, que como ya mencionamos anteriormente, reducen la conductividad térmica de la pared, y por tanto su eficiencia. Además, el producto taponado acaba sobrecalentado, mientras que el resto no alcanza la temperatura especificada, perdiéndose parte de las propiedades organolépticas, y por tanto parte de su calidad. Por otra parte, la limpieza de estos depósitos de producto, dada su geometría, resulta complicada incrementando su coste de mantenimiento (A. Casp y J. Abril, 2003).

Los intercambiadores de carcasa y tubo, por el contrario, presentan una geometría sencilla, facilitando el flujo y evitando, de esta manera, la formación de depósitos debidos a la geometría. Sin embargo, presentan el inconveniente de ser menos eficientes, siendo precisa una mayor superficie de intercambio para el mismo proceso, y perdiendo parte de la inmediatez buscada en los procesos. Esto ha dado lugar, a que en la actualidad se estén diseñando cambiadores cuyas paredes tubulares presentan corrugación.

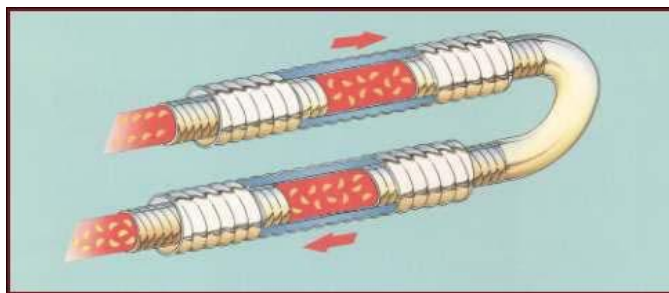


Figura 0.1: Intercambiador de calor de paredes corrugadas. Imagen obtenida de la empresa Tecalsa.

La pared tubular, al estar corrugada, incrementa la transferencia de calor al introducir una alta turbulencia y un efecto de giro en el flujo. El incremento de la transferencia de calor debida al giro está motivado por la introducción de flujos secundarios que permiten incrementar los gradientes térmicos entre las superficies de intercambio, mejorando de esta manera la eficiencia y permitiendo reducciones de la superficie de intercambio de hasta un 50%. Este incremento de la eficiencia, además del ahorro de material, y por tanto de coste de la instalación, dota al equipo de la inmediatez conseguida con los intercambiadores de placas. Por lo que los intercambiadores de calor de tubo corrugado añaden las ventajas más importantes de los intercambiadores de placas, a las que se le suman las características de los intercambiadores tradicionales de carcasa como son: Altas presiones y temperaturas de trabajo pudiendo llegar hasta los 90 bar y los 200 °C y una menor formación de depósitos en las paredes, lo que permite unos ciclos de trabajo mayores, lo que a su vez, da lugar a unos menores costos de mantenimiento. Mantenimiento que presenta una mayor facilidad que en el caso de cambiadores de placas, pues el número de juntas que precisan este tipo de cambiadores es mucho menor, y en el que, además, el desmontaje e inspección, dada la sencilla geometría, es mucho más fácil y rápido (Tecalsa; A. Casp y J. Abril, 2003).

Por último destacar que la corrugación dependerá de la viscosidad del producto a tratar, pues una mayor turbulencia, implica una mayor pérdida de

carga, mientras que una mayor viscosidad disminuye la turbulencia alcanzada, haciendo preciso la búsqueda de un compromiso entre los dos parámetros de diseño. Esta dificultad de introducir turbulencia en productos de viscosidad elevada como purés, algunos concentrados de fruta, etc. ha dado lugar al diseño de cambiadores de superficie rasgada y de tubos coaxiales, dispuestos en posición vertical u horizontal, en el que el tubo central dispone de un rotor que monta una serie de palas solidarias que consiguen mantener en continua agitación el producto, evitando de esta manera que se produzcan depósitos en la superficie de intercambio. De esta forma cualquier alimento que pueda ser bombeado puede ser tratado en estos aparatos.

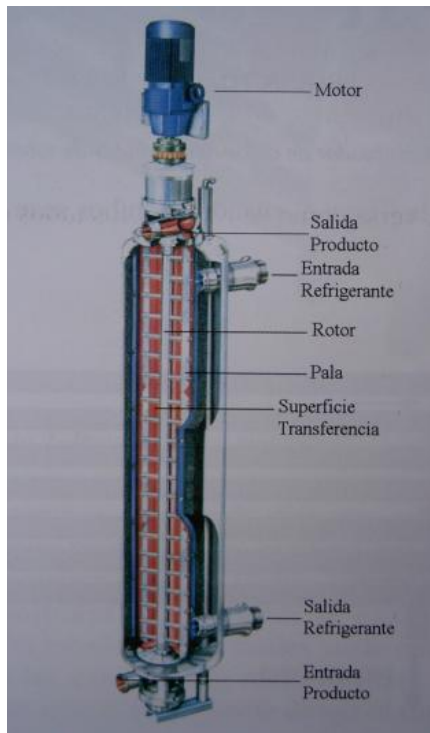


Figura 0.2: Intercambiadores de calor de superficie rasgada, en disposición vertical (figura izquierda) y en disposición horizontal (figura derecha). Imágenes obtenidas de las empresas Alfa Laval y Hrs-Spiratube.

Para la disposición horizontal, las palas agitadoras, además de incrementar la turbulencia son utilizadas como impulsadotas del flujo, introduciendo un importante ahorro en la energía consumida por el intercambiador. Además la utilización de este tipo de cambiadores presenta una serie de ventajas adicionales como son: El incremento del tiempo de trabajo en continuo a consecuencia del menor ensuciamiento de las superficies, una mayor superficie de intercambio y un menor cizallamiento del producto (Hrs-Spiratube; A. Casp y J. Abril, 2003).

En nuestro caso el estudio se va a centrar en los cambiadores de carcasa y tubo de superficie lisa. Este tipo de geometría, en desuso dentro de la industria alimentaria, nos va a permitir sin embargo el estudio de los efectos no-newtonianos del flujo, ya que en otros sistemas con turbulencia más intensa sería mucho más complicada su apreciación, al presentar una mayor influencia las fuerzas de inercia frente a las fuerzas viscosas del fluido.

Para ello, y como ya dijimos en la introducción del proyecto, se va a simular en Fluent un flujo de cremogenado de melocotón circulando a bajas velocidades de flujo y alta temperatura a lo largo de un intercambiador de carcasa y tubo en el que el agua, también circulando en flujo laminar y baja temperatura, actúa como producto refrigerante, dando lugar así a un proceso de enfriamiento de un producto pseudoplástico.

1. Parámetros, implementación y problemática para la simulación.

1.1 Introducción

En este capítulo se definen los rangos de funcionamiento a los que va a estar sometido el intercambiador, la implementación llevada a cabo, así como la problemática encontrada durante la simulación:

1.2 Parámetros y rangos de funcionamiento adoptados en el problema

1.2.1 Geometría del cambiador.

La geometría, como ya se ha mencionado, es la suministrada por la empresa Hrs-Spiratube y se recoge en el ANEXO I del presente proyecto. Esta configuración es típica para intercambiadores de la industria alimentaria que procesan alimentos de baja a media viscosidad y que pueden contener fibras, partículas o trozos.

Para simplificar al máximo el problema, la corrugación ha sido eliminada. El cambiador por lo tanto, está compuesto por dos tubos concéntricos lisos, de un espesor de 1,5 mm y un diámetro de 76,1 mm para el tubo externo y 50,8 mm para el interno. La longitud del cambiador, esbelto y alargado, es de 2931 mm, de los que, en Fluent, solo se simulan 2500 mm, evitando de esta manera los efectos de entrada del fluido refrigerante.

El intercambiador está fabricado por acero ASTM 316L, que se caracteriza por ser un acero austenítico con un contenido del 2% de molibdeno, lo que le permite presentar una alta resistencia a la corrosión por productos ácidos, como es el caso del cremogenado de melocotón, y unas buenas condiciones higiénicas. Las propiedades físicas y térmicas del acero ASTM 316L, necesarias para la implementación en Fluent quedan recogidas en la siguiente tabla:

| | | | |
|----------------------|---|----------------------|------|
| Propiedades Físicas | Densidad (Kg/m^3) | | 8027 |
| | Módulo de elástico (GPa) | | 200 |
| | Conductividad térmica (GPa) | | 82 |
| Propiedades térmicas | Conductividad térmica ($W/m \cdot K$) | Rango de temperatura | 14,6 |
| | | 20-100 °C | |
| | Cp ($J/Kg \cdot K$) | 20°C | 450 |
| | | 93°C | 485 |

Tabla 1.1 Propiedades extraídas de la empresa Sandmeyer Steel Company

1.2.2 Rango térmico de funcionamiento del intercambiador.

Como queda recogido en la primera parte, durante la fase de elaboración son numerosos los procesos de calentamiento y enfriamiento a los que se ve sometido el cremogenado, siendo la pasteurización el de mayor importancia, al ser esta la fase que preservará el alimento de futuros ataques microbiológicos y determinará la calidad organoléptica del alimento. Sin embargo existen otros ejemplos en los que el alimento se ve sometido al paso por intercambiadores de calor y, en particular, a una fase de enfriamiento, como en el caso de la homogeneización de la pasta. En ambos casos se suele emplear cambiadores de tubos en los que el fluido entra a temperaturas de 90-100 °C. Mientras que la temperatura de salida del cambiador depende del objetivo perseguido en cada una de las fases, para el caso de la homogeneización se persigue reducir la evaporación de aromas, siendo suficiente un enfriamiento a 60-65°C, mientras que para el caso de la pasteurización, una vez se han alcanzado los 95°C de temperatura el tiempo suficiente para la muerte térmica de las bacterias, esto es unos 45 segundos, se busca el enfriamiento a temperatura ambiente 23-25 °C lo más rápidamente posible, pues una mayor permanencia a temperatura elevada supone pérdidas de propiedades organolépticas, como por ejemplo, el contenido de vitamina C.

En nuestro caso, y dado que los rangos de entrada del proceso de enfriamiento de pasteurización y de homogeneización se encuentran muy próximos, se va a adoptar una temperatura de entrada de 95°C, quedando como parte del estudio posterior de los datos obtenidos la temperatura de salida del cambiador.

1.2.3 Propiedades reológicas y térmicas del cremogenado de melocotón.

Para poder llevar a cabo la simulación en Fluent, se hace indispensable el conocimiento de las propiedades que van a condicionar el flujo y la transferencia de calor del fluido, esto es, sus propiedades reológicas y térmicas.

La obtención de las propiedades reológicas del cremogenado K y n , se lleva a cabo de manera experimental. Así, mediante la utilización de viscosímetros rotacionales que miden el par y la velocidad de giro, se obtienen, procediendo de la manera que queda recogida en el ANEXO III, dichas propiedades, no siendo objeto de este proyecto su determinación y, limitándonos a adoptar los resultados obtenidos en los estudios y bibliografía existente.

El cremogenado de melocotón presenta un comportamiento pseudoplástico definido por la ley de potencia de Oswald-de Waale:

$$\tau = Ky'^n \quad (1.1)$$

En la que los parámetros K y n determinan el comportamiento del flujo. Estos parámetros, además de por la naturaleza del fluido, se ven influidos por otra serie de factores como son la concentración y la temperatura. A continuación se muestra una tabla de los resultados experimentales obtenidos

en un estudio de caracterización del cremogenado de melocotón para diferentes concentraciones y temperaturas.

| C (°Brix) | T (°C) | K (Pa.s ⁿ) | n |
|-----------|--------|------------------------|-------------|
| 11 | 5 | 7,50 0,09 | 0,28 0,03 |
| | 10 | 7,02 0,09 | 0,28 0,03 |
| | 15 | 6,99 0,07 | 0,27 0,03 |
| | 25 | 5,82 0,05 | 0,28 0,04 |
| | 35 | 5,82 0,09 | 0,28 0,03 |
| | 45 | 4,52 0,05 | 0,29 0,08 |
| | 55 | 4,83 0,03 | 0,27 0,05 |
| | 60 | 3,86 0,07 | 0,30 0,03 |
| 14 | 5 | 9,47 0,12 | 0,26 0,03 |
| | 10 | 8,22 0,16 | 0,27 0,03 |
| | 15 | 7,25 0,09 | 0,27 0,05 |
| | 25 | 7,47 0,23 | 0,26 0,03 |
| | 35 | 6,29 0,04 | 0,27 0,06 |
| | 45 | 4,96,0,07 | 0,29 0,04 |
| | 55 | 4,39 0,09 | 0,30 0,03 |
| | 60 | 5,06 0,21 | 0,29 0,04 |
| 19,5 | 5 | 17,36 0,08 | 0,26 0,07 |
| | 10 | 19,79 0,05 | 0,23 0,03 |
| | 15 | 18,73 0,14 | 0,23 0,05 |
| | 25 | 16,81 0,08 | 0,24 0,04 |
| | 35 | 13,31 0,05 | 0,26 0,06 |
| | 45 | 11,57 0,09 | 0,27 0,04 |
| | 55 | 9,42 0,18 | 0,29 0,04 |
| | 60 | 8,80 0,24 | 0,29 0,07 |
| 24 | 5 | 39,60 0,18 | 0,223 0,009 |
| | 10 | 31,33 0,08 | 0,25 0,04 |
| | 15 | 33,33 0,05 | 0,24 0,03 |
| | 25 | 26,94 0,03 | 0,27 0,07 |
| | 35 | 23,38 0,02 | 0,28 0,08 |
| | 45 | 16,44 0,09 | 0,34 0,06 |
| | 55 | 16,99 0,19 | 0,32 0,04 |
| | 60 | 13,87 0,05 | 0,34 0,08 |
| 29 | 5 | 76,91 0,21 | 0,31 0,03 |
| | 10 | 67,36 0,12 | 0,33 0,07 |
| | 15 | 62,33 0,18 | 0,33 0,04 |
| | 25 | 50,54 0,22 | 0,35 0,05 |
| | 35 | 44,68 0,09 | 0,35 0,07 |
| | 45 | 37,51 0,06 | 0,37 0,09 |
| | 55 | 32,22 0,05 | 0,37 0,06 |
| | 60 | 29,86 0,13 | 0,38 0,08 |

Tabla 1.2 (pág. 93, S. Garza, 1999): Valores de las constantes de la ley de potencia para cremogenado de melocotón a distintas concentraciones y temperaturas

De forma genérica, y según lo observado en la tabla, se puede afirmar que incrementos en la concentración, dan lugar a incrementos en el índice de consistencia en el flujo, y por tanto a una mayor viscosidad. El índice de comportamiento, por el contrario, no se ve afectado prácticamente por la concentración, mostrando ligeros aumentos con esta.

El importante incremento del índice de comportamiento mostrado para concentraciones elevadas, se debe a la existencia en la solución acuosa de azúcares que conforma el cremogenado, de partículas de pequeño tamaño (0,5 nm), que al ir aumentando el grado de concentración, se van quedando más próximas las unas a las otras, pudiendo llegar a la formación de grumos, y estos

a la formación de agregados, que dan lugar a un fuerte incremento de los parámetros reológicos (S. Garza, 1999).

A la vista de los resultados mostrados, y dado que se produce un aumento de la viscosidad con la concentración; durante el proceso productivo, y hasta después de haber obtenido el cremogenado, no se suelen realizar procesos de concentración, trabajando con las concentraciones obtenidas de la extracción de la pasta, por este motivo, en nuestro caso, no vamos a estudiar los efectos de la concentración, adoptando un valor de referencia de 14° Brix que permanecerá constante para los diferentes casos estudiados.

Por otro lado, y una vez fijada la concentración, podemos observar que el incremento de la temperatura del cremogenado ejerce una disminución sobre el índice de consistencia, mientras que el índice de comportamiento del flujo apenas se ve afectado por dichas variaciones.

Observamos, por tanto, que las variaciones de temperatura también influyen en el comportamiento del flujo. En el caso de aumentar la temperatura del cremogenado, y a diferencia de lo que ocurría con la concentración, estos cambios son deseables pues mejoran la circulación del fluido por los conductos. Pero además de ser deseables, estos cambios son parte del proceso y, por tanto, inevitables, haciéndose necesario un estudio de cómo varía el índice de consistencia con la temperatura.

Este efecto de la temperatura sobre el índice de consistencia puede ser descrito mediante una ecuación de tipo Arrhenius (Rao, 1977):

$$K = \eta_{\infty} \exp(E_a / RT) \quad (1.2)$$

Donde, K es el índice de consistencia (o, para el caso de fluidos que no sigan la ley de potencia η_a , es decir, la viscosidad aparente a una determinada velocidad de deformación), η_{∞} es una constante, E_a es la energía de activación del flujo, R es la constante de los gases, y T es la temperatura absoluta.

La constante η_{∞} , así como la energía de activación E_a se determinan a partir de los datos obtenidos experimentalmente, tomando neperianos de la ecuación de Arrhenius:

$$\ln(K) = \ln(\eta_{\infty}) + E_a / RT \quad (1.3)$$

La representación gráfica de esta ecuación da lugar a una recta, en la que el antilogaritmo de η_{∞} es la ordenada en el origen y $1/RT$ es el valor de la pendiente, a partir del cual se obtiene la energía de activación.

Por lo tanto, y a partir de lo expuesto anteriormente, se obtendrá un valor de η_{∞} y de E_a para cada temperatura y concentración. En la práctica, y dada la necesidad de establecer un valor constante de estos parámetros para una concentración fija, se hace un promedio de los valores obtenidos para cada una de las temperaturas, obteniendo los siguientes resultados:

| C (°Brix) | E_a (kJ/mol) | η_∞ (Pa · s ⁿ) |
|--------------|-------------------|---|
| 11 | 8,41 | 0,2013 |
| 14 | 9,58 | 0,1439 |
| 19,5 | 11,09 | 0,17079 |
| 24 | 13,68 | 0,10437 |
| 29 | 12,88 | 0,2867 |

Tabla 1.3 (pág. 97, S. Garza, 1999): Efecto de la temperatura sobre el índice de consistencia del cremogenado de melocotón con diferentes contenidos en sólidos solubles. Parámetros de la ecuación de Arrhenius.

En nuestro caso al tratarse de cremogenado de melocotón de 14 °Brix el valor de la constante η_∞ , será 0,1439 Pa · sⁿ y el valor de la energía de activación 9,58 kJ/mol, quedando una ley de potencia en la que el índice de consistencia del flujo cambia con la temperatura, y en la que el esfuerzo de cortadura sigue la siguiente ecuación:

$$\tau = \eta_\infty \dot{\gamma}^n \exp(E_a/RT)$$

En donde η_∞ se va a denominar k por cuestiones prácticas de nomenclatura con Fluent, diferenciándose esta k de la K enunciada anteriormente, en que para el primer caso se trata de una constante, mientras que K es variable con la temperatura.

Por último, para la caracterización completa del cremogenado, queda definir el índice de comportamiento del flujo, el cual, y como se dijo anteriormente, es independiente de la temperatura, por lo que las pequeñas variaciones observadas en la tabla son debidas a errores de medida, siendo la media el valor más preciso: $n = 0,276$, valor que además corrobora el claro comportamiento pseudoplástico del producto al estar alejado de la unidad, valor característico de fluidos newtonianos.

Las propiedades térmicas del melocotón se toman de la tabla suministrada por el manual de datos para la ingeniería de alimentos (G. Hayes, 1992), en el que el calor específico C_p (kJ/Kg · K) por encima del punto de congelación es 3,78 y la conductividad térmica (W/m · K) 0,4.

Los últimos datos necesarios para la implementación en Fluent, son el peso molecular y la densidad que, lógicamente variarán en función de la concentración. Para el caso de los derivados de la fruta, la concentración se define en grados Brix que se define como el contenido de sólidos solubles existente en la disolución. El sólido soluble existente en mayor proporción en este tipo de disoluciones es la sacarosa, y por tanto, a partir de su peso molecular es posible determinar de manera aproximada el peso molecular de la disolución. Para el caso tratado, los °Brix de la disolución son 14. Si el peso molecular de la sacarosa es 343 gr/mol, y esta se encuentra en una disolución

acuosa de concentración del 14%, fácilmente podemos determinar el peso molecular de la disolución:

$$86\% \text{ de agua} * 18 \text{ gr/mol} + 14\% \text{ de sacarosa} * 343 \text{ gr/mol} = 63,5 \text{ gr/mol}$$

Para determinar la densidad en función de la concentración en grados Brix, es común en la bibliografía encontrar tablas que permiten correlacionar de manera aproximada la concentración con el índice de consistencia (ANEXO IV) y este último con la densidad. Así, para zumos de frutas, la expresión que correlaciona la densidad con el índice de consistencia es de la forma (Riedel, 1949):

$$\rho = \frac{s^2 - 1}{s + 2} \cdot \frac{64,2}{0,208} \cdot 16,018 \quad (1.4)$$

Donde ρ es la densidad dada en kg/m³ y s el índice de refracción. Según las tabas del ANEXO V para una concentración de 14 °Brix, se obtiene un índice de refracción $s = 1,354$, que da como resultado una densidad para el cremogenado de melocotón de dicha concentración de 1227 kg/m³.

Representando en un cuadro resumen todas las propiedades del cremogenado, tenemos:

| | |
|---|--------|
| Peso molecular (<i>gr/mol</i>): | 63,5 |
| Densidad (<i>kg/m³</i>): | 1227 |
| Propiedades reológicas. | |
| Concentración (<i>° Brix</i>): | 14 |
| K ó η_{∞} (<i>Pa · sⁿ</i>): | 0,1439 |
| Energía de activación E_a (<i>kJ/mol</i>): | 9,58 |
| Índice de comportamiento del flujo n : | 0,276 |
| Propiedades térmicas. | |
| C_p (<i>kJ/Kg · K</i>): | 3,78 |
| Conductividad térmica ς (<i>W/m · K</i>): | 0,4 |

Tabla 1.4: Propiedades reológicas y térmicas del cremogenado de melocotón

1.2.4 Caracterización del flujo.

Una vez que han quedado definidos las ecuaciones y parámetros reológicos, queda establecer el comportamiento que va a presentar el cremogenado de melocotón al ser conducido a través del cambiador, es decir, a través de una conducción circular. Para llevar a cabo dicha caracterización del flujo será preciso establecer el perfil de velocidades de cada uno de los fluidos que circulan por el interior del cambiador, así como sus características más relevantes, y el valor umbral para el cual podemos asegurar régimen laminar,

pudiendo de esta manera tener una capacidad crítica en el análisis de los resultados que más adelante obtendremos en Fluent.

El principal problema que presenta el estudio del flujo de fluidos por el interior de tuberías es conocer y encontrar las ecuaciones que relacionen las pérdidas de presión, que experimenta el fluido dentro de la tubería, con el flujo y con las diferentes propiedades del fluido, así como con las características y dimensiones de la tubería. Para nuestro caso, la forma de relacionar estos parámetros, para un fluido que siga la ley de potencia, incompresible y circulando en régimen laminar quedan recogidos en el ANEXO II del presente proyecto, adoptando en este apartado los resultados allí obtenidos.

En primer lugar, comenzaremos por la caracterización del flujo de cremogenado de melocotón, estableciendo para ello el perfil de velocidades desarrollado por este, resultado a partir del cual, más adelante, obtendremos las ecuaciones de la velocidad media y el caudal volumétrico que permitirán establecer la condición de flujo laminar. De forma genérica para fluidos que siguen la ley de potencia el perfil de velocidades puede escribirse: (Ec. 13 Anex. II)

$$v_x = \frac{n}{n+1} \left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right]$$

A partir de esta ecuación y procediendo según lo descrito en el ANEXO II llegamos a la ecuación de la velocidad media, definida como el caudal volumétrico por unidad de área (Ec. 16 Anex. II):

$$v_{x-av} = \left[\frac{n}{3n+1} \right] \left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n}$$

Adimensionalizando el perfil de velocidades al dividir por la velocidad media y haciendo una representación gráfica para los parámetros reológicos del cremogenado obtenemos el siguiente resultado:

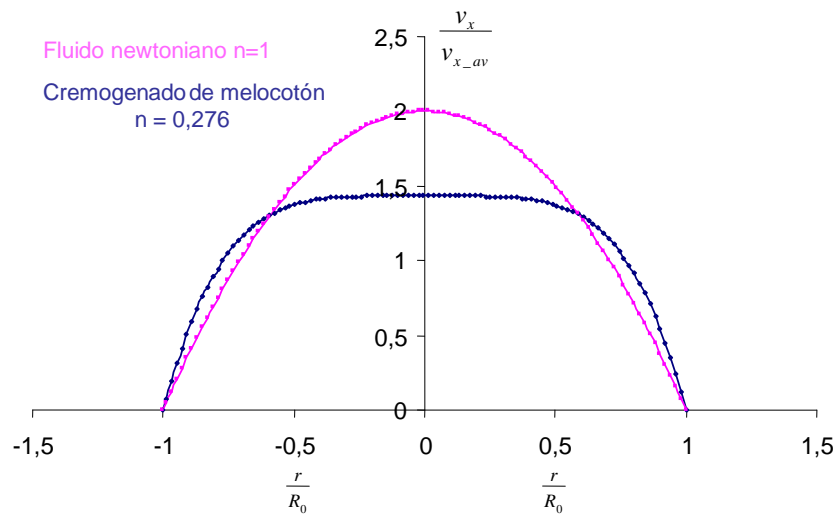


Figura 1.1: Representación adimensionalizada del perfil de velocidades desarrollado por el cremogenado de melocotón en conducto circular frente al perfil de velocidades desarrollado por un fluido newtoniano

A raíz de los resultados obtenidos, y como ya se menciona en el ANEXO II se comprueba que a medida que el flujo adquiere un comportamiento más dilatante, incrementando por tanto su índice de consistencia, el perfil de velocidades adquiere una forma más parabólica, produciéndose el efecto contrario para el caso en el que el índice de consistencia disminuya, y tratemos con fluidos seudoplásticos. Este hecho conlleva consigo dos consecuencias a la hora de realizar el procesado térmico y la conducción de los alimentos. En primer lugar, y para el caso del procesado térmico, la importancia de la caracterización del flujo y de su perfil de velocidades radica en que para el caso de fluidos dilatantes, el flujo en la zona central adquiere una mayor velocidad debido a la mayor longitud de la parábola desarrollada por el flujo y, por lo tanto, el tiempo de procesamiento térmico que recibe el fluido central es menor, lo que plantea dificultades a la hora de estimar el tiempo necesario de permanencia a alta temperatura para la muerte térmica de las bacterias.

Por otro lado, para el caso de fluidos seudoplásticos nos encontramos con un perfil de velocidades en el que se produce una fuerte variación de la velocidad de deformación en las zonas próximas a las paredes del conducto, y en el que la variación a medida que nos alejamos de la proximidad de la pared se hace prácticamente nula, esto ejerce una fuerte influencia en el comportamiento del flujo, ya que de forma teórica podemos observar que:

$$\eta_a = K \left(-\frac{\partial v_x}{\partial r} \right)^{n-1} \quad (\text{Ec. 11 Anex. II}).$$

Dada la ecuación (11) de la ley de potencia, para gradientes de variación de la velocidad radial pequeños y, dado que el fluido es seudoplástico y su índice de consistencia menor a la unidad, dicho término tiende a hacerse más grande a medida que la variación de la velocidad en sentido radial disminuye, dando por tanto lugar a viscosidades aparentes cada vez mayores y haciendo que el

fluido se comporte como un “bloque” en la zona central. Analizando esta conclusión de manera numérica tenemos que a partir de la ecuación Ec. 13 Anex. II, y derivando respecto r obtenemos el siguiente resultado:

$$\eta_a(r) = K(T) \left[\left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \left(\frac{1}{R_0} \right) \left(\frac{r}{R_0} \right)^{1/n} \right]^{n-1} \quad (1.5)$$

Y para el caso de la viscosidad aparente en la pared $r = R_o$ tenemos:

$$\eta_a(r = R_o) = K(T) \left[\left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \left(\frac{1}{R_0} \right) \right]^{n-1} \quad (1.6)$$

Adimensionalizando la ecuación anterior (4) con la viscosidad aparente al dividir por la viscosidad en la pared (5) y haciendo una representación gráfica obtenemos:

$$\frac{\eta_a(r)}{\eta_a(r = R_o)} = \left(\frac{r}{R_o} \right)^{(n-1)/n} \quad (1.7)$$

Cuya representación gráfica es de la forma:

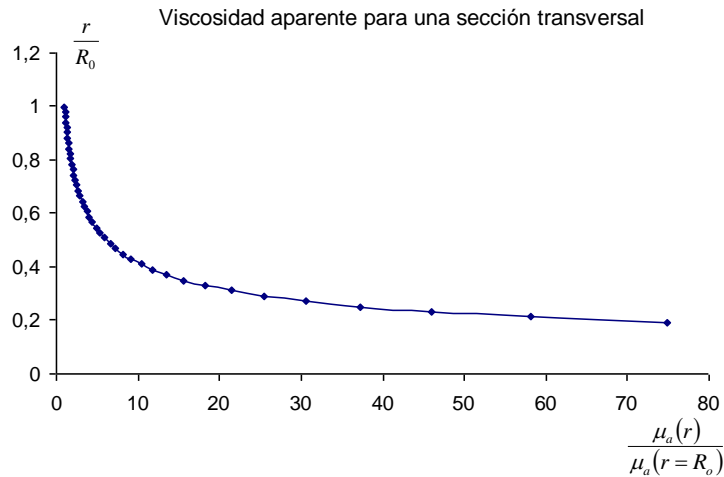


Figura 1.2

Observamos que la viscosidad se va haciendo cada vez mayor a medida que nos aproximamos al eje de simetría del conducto circular. Por lo tanto, teóricamente, el valor de la viscosidad adquiere un comportamiento asintótico hacia infinito a medida que nos aproximamos al centro del conducto, lo que hace que en esta región el comportamiento del fluido sea el de un sólido.

Por último, y como parte fundamental en la caracterización del flujo, queda determinar los valores del caudal y de la velocidad media máxima del cremogenado para los que podemos asegurar que el fluido se encuentra en

régimen laminar, hipótesis de partida del planteamiento de los casos. Para ello es necesario establecer, en primer lugar, un Reynolds crítico a partir del cual tiene lugar la transición de régimen laminar a turbulento. Para fluidos newtonianos circulando en conductos de sección circular se comprueba experimentalmente que este valor límite se encuentra en valores inferiores a 2100. Sin embargo, para el caso de fluidos no newtonianos el criterio a seguir es distinto, estableciéndose ecuaciones experimentales que determinan el valor crítico para cada tipo de fluido. En el caso de fluidos que siguen la ley de potencia y según los experimentos llevados a cabo (Steffe y Morgan, 1986 ; Ibard – V.Barbosa, 2005) la ecuación que define el Reynolds crítico es:

$$Re_{g_crítico} = \frac{6464n}{(1+3n)^2 \left(\frac{1}{2+n} \right)^{(2+n)/(1+n)}} \quad (1.8)$$

Al realizar una representación gráfica de dicha función se comprueba que esta presenta un máximo para un valor del índice de consistencia de 0,4 y que a partir de este momento su valor va disminuyendo hasta 2100, valor correspondiente a $n = 1$, es decir, fluidos newtonianos.

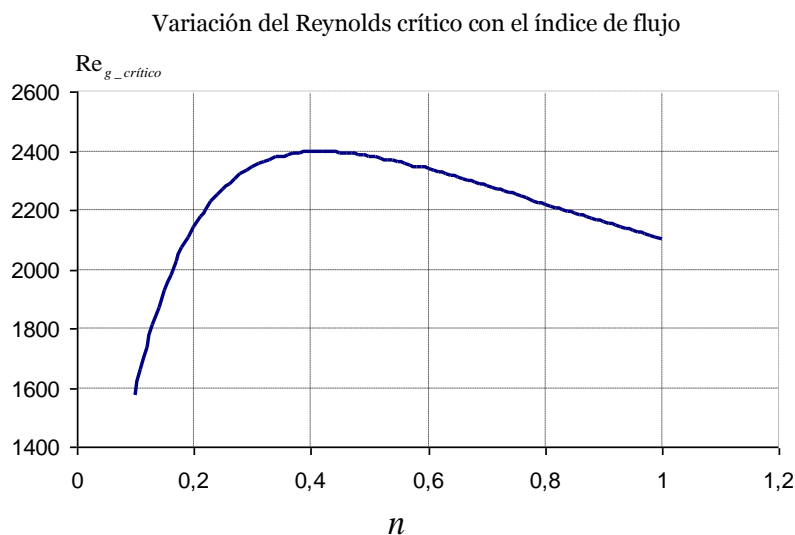


Figura 1.3: Variación del Reynolds crítico con el índice de flujo. (Ibard – V.Barbosa, 2005)

La fuerte disminución del Reynolds crítico para bajos valores del índice de consistencia se debe seguramente a que a medida que el índice disminuye, las variaciones de la velocidad en la zona próxima a la pared se hacen más intensas, produciendo altos gradientes de velocidad que pueden fomentar la transición a la turbulencia.

En nuestro caso para el índice de consistencia del cremogenado de melocotón $n = 0,276$ nos encontramos con un valor crítico del número de Reynolds de $Re_{g_crítico} = 2315$.

Una vez ha quedado establecido el valor umbral es preciso determinar un número de Reynolds genérico que, además de los parámetros viscosos de los

fluidos que siguen la ley de potencia, relacione los términos geométricos y cinemáticos. La forma del número de Reynolds generalizado para fluidos de la ley de potencia y Herschel-Bulkley se define de la manera (J. Geankoplis, 2003):

$$\text{Re}_g = \frac{d^n \cdot v_{x_{av}}^{2-n} \cdot \rho}{K 8^{n-1}} \left(\frac{4n}{1+3n} \right)^n \quad (1.9)$$

La ecuación así planteada presenta el inconveniente de no considerar las fluctuaciones del índice de comportamiento del flujo debido a las variaciones de temperatura. En nuestro caso, al tratarse de un proceso de transferencia de calor en el que el cremogenado se ve sometido a una disminución de su temperatura, el índice de consistencia y por tanto el número de Reynolds, irá disminuyendo a medida que el fluido circula por el cambiador, pudiendo afirmar que si el flujo es laminar a la entrada del cambiador, también lo será a la salida. De esta manera, y mediante la ecuación de tipo Arrhenius (2) expuesta al principio, estimamos un valor de K para la temperatura aproximada del fluido a la entrada del conducto, es decir 90 °C:

$$K = \eta_\infty \exp(E_a/RT) = 3,439 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n \text{)}$$

Donde, como vimos más arriba, $\eta_\infty = 0,1439 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n \text{)}$, $E_a = 9,58 \text{ (kJ/mol)}$, $R = 8,315 \cdot 10^{-3} \text{ (kJ/mol} \cdot \text{K)}$

A continuación, y una vez hemos estimado un índice de comportamiento constante, podemos a partir de la ecuación anterior estimar un valor medio de la velocidad para el cual podamos asegurar que el cremogenado circula en régimen laminar a lo largo del intercambiador, despejando para ello la velocidad media de la ecuación (8) e introduciendo el valor del Reynolds crítico calculado con anterioridad:

$$v_{x_{av_{Mac}}} = \sqrt[2-n]{\frac{\text{Re}_{g_{crítico}} K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n}{D^n \rho}} \quad (1.10)$$

Donde se obtiene que la $v_{x_{av_{Mac}}} = 2,158 \text{ m/s}$. Por razones de comodidad a la hora de la implementación de los UDFs y dado que el caudal volumétrico es un parámetro de diseño más manejable, a partir de este resultado, es posible calcular el caudal volumétrico crítico para el cual se asegura régimen laminar de manera sencilla, multiplicando dicho resultado por la sección transversal del conducto:

$$Q = R_0^2 \cdot \pi \cdot v_{x_{av_{Mac}}} \quad (1.11)$$

Dando como resultado $Q_{\max} = 4,37 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$.

La ecuación que permite relacionar el caudal volumétrico con el perfil de velocidades, y que más adelante emplearemos en la programación del UDF, se obtiene a partir de las ecuaciones (Ec. 13 Anex. II) y (Ec. 15 Anex. II):

$$v_x = \left(\frac{3n+1}{n+1} \right) \left(\frac{Q}{\pi R_0^2} \right) \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right] \quad (1.12)$$

Caracterizado el flujo del cremogenado de melocotón, falta analizar el flujo de agua que circula por el conducto anular del intercambiador. En este caso, y dado que la resolución de dichas ecuaciones de flujo son más comunes en la bibliografía, nos limitaremos a adoptar las soluciones aportadas por el libro de Mecánica de Fluidos de F. M. White, Ed. 2002.

Procediendo de manera similar a la realizada para fluidos pseudoplásticos, se alcanza una solución para el perfil de velocidades en un conducto anular para un fluido que sigue la ley de newton de la viscosidad de la forma (Ec. 6.72, White):

$$v_x = \frac{1}{4\mu} \left[\frac{-\partial}{\partial x} (p + \rho g z) \right] \left[a^2 - r^2 + \frac{a^2 - b^2}{\ln(b/a)} \ln \frac{a}{r} \right] \quad (1.13)$$

Mientras que el flujo volumétrico viene dado por (Ec. 6.73, White):

$$Q = \int_b^a v_x \cdot 2\pi r \cdot dr = \frac{\pi}{8\mu} \left[\frac{-\partial}{\partial x} (p + \rho g z) \right] \left[a^4 - b^4 - \frac{(a^2 - b^2)^2}{\ln(a/b)} \right] \quad (1.14)$$

donde a es el radio exterior de la corona circular, b el interior y r es la posición respecto al centro de la corona.

Una vez expuestas las ecuaciones que rigen el flujo, es preciso determinar el rango de números de Reynolds para el cual podemos asegurar régimen laminar dentro de la corona, definiendo para ello un Reynolds característico:

$$\text{Re}_{D_h} = \frac{\rho \cdot v_{x_{av}} \cdot D_h}{\mu} \quad (1.15)$$

Donde $v_{x_{av}}$ es la velocidad de media basada en el caudal volumétrico que atraviesa una sección de la corona circular (Ec. 6.74, White),

$$v_{x_{av}} = \frac{Q}{\pi(a^2 - b^2)} \quad (1.16)$$

y D_h es el diámetro hidráulico, definido como cuatro veces el área transversal de la sección que atraviesa el flujo dividido por el perímetro mojado por este, entendiendo como parte de este perímetro todas las superficies sometidas a esfuerzo de fricción por parte del fluido. Este parámetro es utilizado

como aproximación, para poder seguir utilizando las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento para conductos circulares en conductos que presentan una geometría diferente. Para el caso de una corona circular el diámetro hidráulico es de la forma (Ec. 6.75, White):

$$D_h = \frac{4\pi(a^2 - b^2)}{2\pi(a + b)} = 2(a - b) \quad (1.17)$$

Para el caso de la geometría del cambiador estudiado en este proyecto el diámetro hidráulico será $D_h = 25,3$ mm.

Una vez conocidos todos los parámetros necesarios para el cálculo del Reynolds, y dado que para fluidos newtonianos se puede asegurar régimen laminar para valores del Reynolds inferiores a 2100, se puede establecer, despejando de la ecuación (11), un valor crítico de la velocidad media máxima que cumpla dicha condición.

$$v_{x-av_{Mac}} = \frac{Re_{D_h-crítico} \mu}{\rho D_h} \quad (1.18)$$

Obteniendo un valor crítico de la velocidad medida de $v_{x-av_{Mac}} = 0,083 \text{ m/s}$. A partir de este resultado y despejando de la ecuación (16) obtenemos el valor de caudal volumétrico crítico $Q_{max} = 2,14 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, que utilizaremos, más adelante, como referencia en la programación del UDF definido según la ecuación obtenida de sustituir la ecuación (14) en (13):

$$v_x = \frac{Q}{\pi} \left[\frac{2}{a^4 - b^4 - \frac{(a^2 - b^2)^2}{Ln(a/b)}} \right] \left[a^2 - \frac{a^2 - b^2}{2Ln(a/b)} + \frac{a^2 - b^2}{Ln(b/a)} Ln \frac{a}{r} \right] \quad (1.19)$$

1.2.5 Caracterización térmica del flujo.

Para terminar, debemos definir los parámetros que permiten realizar la caracterización térmica del fluido con el objetivo de poder realizar más adelante un análisis del flujo de calor y las temperaturas calculadas durante la simulación en Fluent.

En esta ocasión, y dado que las ecuaciones y bibliografía existentes para la caracterización térmica de fluidos que siguen la ley de potencia es mucho menor, todas las ecuaciones necesarias se expondrán directamente en este apartado.

El primer paso necesario para la caracterización de la transferencia de calor de cualquier fluido es la determinación de los coeficientes de transmisión de calor por convección o coeficientes de película, h_i y h_e , a partir de los cuales se puede establecer el coeficiente total de transferencia de calor, U , que, a partir de

una configuración geométrica e hidrodinámica dada, nos permitirá calcular el calor total transferido en el intercambiador de la forma:

$$q = UA\Delta T \quad (1.20)$$

Donde A es el área de intercambio, ΔT la diferencia de temperaturas.

La determinación de los coeficientes de transmisión de calor depende de propiedades físicas y dinámicas del fluido tales como la densidad, la viscosidad, el calor específico, la velocidad a la que circula el fluido etc. Esto hace necesario la aplicación del análisis dimensional y estudios experimentales para su determinación y motiva, además, la necesidad de obtención de ecuaciones diferentes para fluidos no-newtonianos, cuyas propiedades presentan grandes variaciones con respecto a fluidos newtonianos, siendo en este aspecto donde se encuentra una mayor diferenciación en la caracterización térmica de ambos y siendo esta parte la única que difiere del razonamiento seguido para fluidos newtonianos.

La mayoría de las investigaciones realizadas para la obtención de los coeficientes de transmisión para fluidos no-newtonianos han sido enfocadas a fluidos seudoplásticos circulando en régimen laminar dado que estos son utilizados en un elevado número de industrias y suelen presentar una elevada viscosidad. En nuestro caso, al encontrarnos con un fluido no-newtoniano altamente viscoso, en el que se pueden despreciar los efectos de convección natural, incluso para bajas velocidades de flujo, suele usarse la ecuación de Metzner y Gluck definida de la forma:

$$Nu_i = \frac{h_i D_i}{\varsigma} = 1,75 \delta^{1/3} G_z^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0,14} \quad (1.21)$$

Donde: ς es la conductividad térmica.

$$\delta \text{ parámetro adimensional definido como: } \delta = \frac{3n+1}{4n} \quad (1.22),$$

donde además $n > 0.1$.

G_z es el número adimensional de Graetz, que representa la relación entre la energía transportada por el movimiento convectivo y aquella intercambiada por conducción a lo largo de la superficie del conducto, siendo una combinación de los números de Reynolds y Pradtl, y que ha de ser superior a $G_z > 20$ para que sea aplicable dicha ecuación.

$$\text{Se define como: } G_z = \frac{\pi}{4} \text{Re} \cdot \text{Pr} \frac{D_i}{L} \quad (1.23)$$

K_w y K_b son el índice de consistencia definido en la pared, y el índice de consistencia medio a lo largo del cambiador.

La determinación de estos dos últimos parámetros se realiza a partir de la ecuación tipo Arrhenius expuesta en (1.2):

$$K = \eta_{\infty} \exp(E_a / RT)$$

Siendo preciso, por tanto, definir una temperatura media en la pared del intercambiador para el cálculo de K_w y de la temperatura de salida del cremogenado de melocotón, que mediante la media aritmética con la temperatura de entrada, será la temperatura que se utilice para el cálculo de K_b :

$$T_b = \frac{T_{E_crem} + T_{S_crem}}{2} \quad (1.24)$$

La determinación de ambos parámetros ha de hacerse de manera aproximada, pues en los dos casos se requieren valores que suelen formar parte de las incógnitas del problema, siendo necesaria la aplicación de cálculos iterativos para su determinación. Como en nuestro caso vamos a realizar cálculos de validación de los resultados obtenidos en Fluent, dichos parámetros serán adoptados directamente de la simulación, observando la coherencia de resultados obtenidos. Además, mencionar que la adopción de una temperatura media, supone linealidad de esta con el índice de consistencia K , aproximación que induce errores poco significativos (J. Geankoplis, 2003; Ibard – V.Barbosa, 2005; M.izquierdo, 2002).

Por último, queda definir el coeficiente de transmisión de calor asociado al conducto anular, cuyo caso es mucho más común en la bibliografía, encontrándose los valores del Nusselt para flujo laminar tabulados según diferentes configuraciones geométricas. En la siguiente tabla se recogen los valores asociados al Nusselt bajo la hipótesis de temperatura constante en la superficie de intercambio:

| D_i/D_e | Nu_i | Nu_e |
|-----------|--------|--------|
| 0 | ---- | 3,66 |
| 0,05 | 17,46 | 4,06 |
| 0,10 | 11,56 | 4,11 |
| 0,25 | 7,37 | 4,23 |
| 0,50 | 5,74 | 4,23 |
| 1,00 | 4,86 | 4,86 |

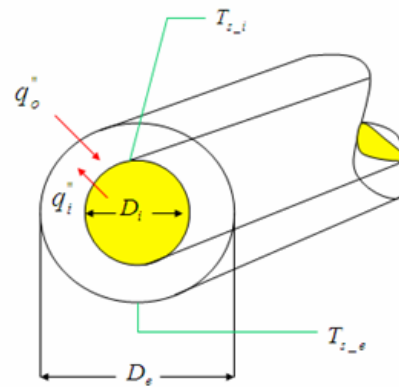


Tabla 1.5 (pag 422, P. Incropera, 1996): Número de Nusselt para flujo laminar completamente desarrollado en conducto anular con superficie exterior adiabática y superficie interior a temperatura constante.

Para la configuración geométrica adoptada en el problema se obtiene una relación $D_i/D_e = 0,667$, que hace necesaria la interpolación lineal entre los valores entre los que se encuentra, dando como resultado un Nusselt, $Nu = 5,446$. En este caso, también nos encontramos ante un resultado aproximado del Nusselt, dado que la suposición de una temperatura constante a lo largo de la superficie de intercambio no deja de ser una aproximación a la realidad.

Obtenidos los valores del Nusselt, y debido a la propia definición del parámetro adimensional, somos capaces de obtener el coeficiente de

transmisión de calor tanto para el fluido calotérmico circulando por el conducto anular como para el cremogenado, despejando directamente de la ecuación:

$$Nu = \frac{hD}{\zeta_{fluido}} \quad (1.25)$$

En la que, h y ζ son el coeficiente de transmisión del calor y la conductividad térmica del fluido en cuestión, y en la que D es el diámetro interior para el caso del conducto circular y el diámetro hidráulico definido como $D_h = 2(a - b)$ para el caso del conducto anular.

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor global, además de los procesos convectivos que tienen lugar en ambos fluidos debido a su diferencia de temperaturas, han de tenerse en cuenta una serie de factores que van a influir en el calor total transferido a lo largo de la superficie de intercambio, como son la resistencia térmica introducida por la existencia de la propia superficie de intercambio que separa ambos fluidos y el depósito en esta de contaminantes, que generan una capa intermedia entre el fluido y dicha superficie, dando lugar a una resistencia adicional que tiende a empeorar la transferencia de calor. En el primer caso, dicha resistencia de conducción puede despreciarse ya que la superficie de intercambio presenta buena conductividad térmica y pequeño espesor, 1,5 mm, adquiriendo un valor dos órdenes de magnitud menor que las resistencias convectivas. Por otro lado, las resistencias generadas por los depósitos de contaminantes sólo se pueden conocer experimentalmente para cada caso concreto, siendo de difícil estimación y, en consecuencia, tampoco se tendrán en cuenta. El coeficiente de transferencia de calor global será:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{crem}} + \frac{1}{h_{agua}}} \quad (1.26)$$

El último parámetro necesario para la resolución de la ecuación (1.20) es la diferencia de temperaturas entre los dos fluidos. La definición de dicho parámetro plantea el inconveniente de que dicha diferencia no presenta un valor constante, presentando una variación para cada sección transversal del cambiador a lo largo de toda la superficie de intercambio. Este hecho motiva la necesidad de la definición de una diferencia media logarítmica de temperaturas que simplifique el cálculo de dicho parámetro y que introduzca una aproximación lo más realista posible. Para el caso de enfriamiento de un intercambiador de carcasa y tubo de un solo paso, durante un proceso de enfriamiento dicho parámetro se define de la forma:

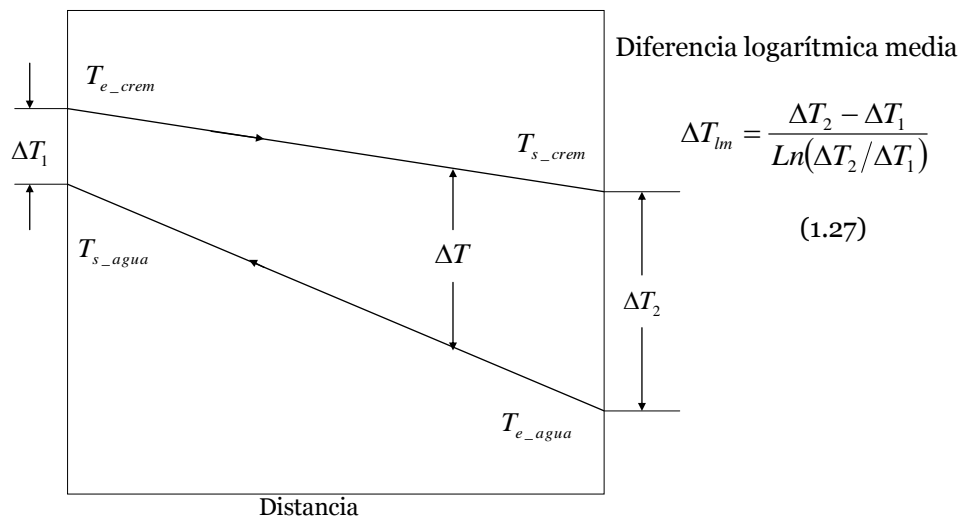


Figura 1.4 (Fig 3.4-3, pag 201, J. Geankoplis, 2003): Perfiles de temperatura para intercambiador de carcasa y tubo en proceso de enfriamiento de un solo paso y ecuación de la diferencia logarítmica media en dicho proceso.

Para la obtención y aplicación de la ecuación (1.27) se admiten las siguientes hipótesis de partida (M. Izquierdo, 2002):

- El coeficiente global de transferencia de calor U es constante a lo largo del intercambiador.
- No existe cambio de fase.
- Los calores específicos y el flujo de masa de ambos fluidos es constante.
- No hay pérdidas al ambiente y por tanto la pared exterior del intercambiador es adiabática.
- No existe conducción de calor a lo largo de las tuberías.
- En cualquier sección transversal del cambiador cada uno de los fluidos puede caracterizarse por una sola temperatura.

Una vez queda definida la ecuación (1.20) y mediante las ecuaciones adicionales obtenidas por medio de balances de calor en cada una de las dos regiones de intercambio, en la que el calor cedido por un fluido será el que reciba el otro, y que por tanto permiten el cálculo del mismo parámetro

$$q = UA\Delta T$$

$$q = \dot{m}_{crem} c_{p_crem} (T_{e_crem} - T_{s_crem}) \quad (1.28)$$

$$q = \dot{m}_{agua} c_{p_agua} (T_{s_agua} - T_{e_agua}) \quad (1.29)$$

es posible la determinación del calor total transferido a lo largo del intercambiador.

1.3 Implementación y problemática de la implementación del caso en Fluent.

Definidos todos los parámetros necesarios para la caracterización reológica y térmica del cremogenado de melocotón, así como las ecuaciones que permiten analizar de manera crítica los resultados que más adelante obtendremos en Fluent, en esta segunda parte del capítulo se pretende mostrar todos los pasos a seguir para una buena implementación de los intercambiadores de calor de carcasa y tubo funcionando en régimen laminar, así como de los problemas encontrados durante dicho proceso.

1.3.1 Definición de la malla.

Para la implementación de cualquier problema en Flunet el primer paso imprescindible para la simulación del problema es la definición de la geometría y número de nodos de la malla en Gambit, utilizando para tal fin la versión 2.0 del programa.

En nuestro caso, al tratarse de conductos concéntricos que presentan un eje de simetría de revolución, solo es preciso la generación en Gambit de una proyección en el plano de la sección longitudinal de la conducción, es decir, solamente generaremos una malla en 2D, en la que además, solo será necesario representar una de las mitades en las que el eje de simetría divide dicha proyección.

Según lo expuesto anteriormente la forma que ha de presentar la maya es la siguiente:

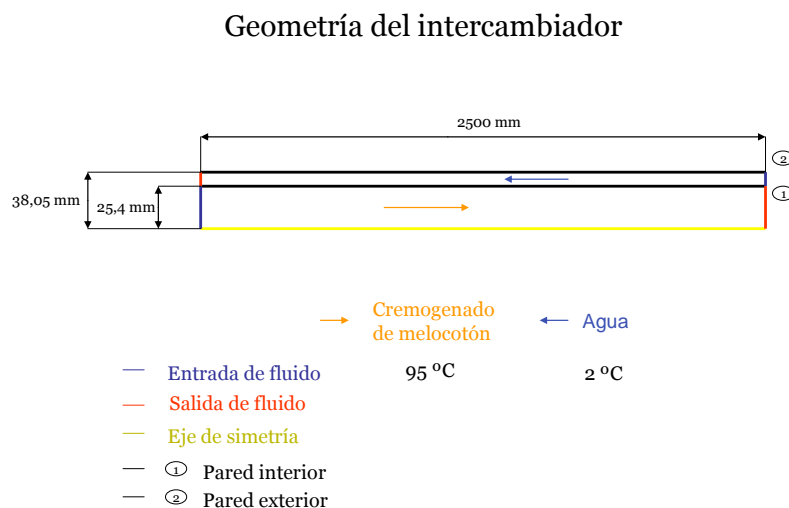


Figura 1.5

Para la generación de la geometría de la malla, además del procedimiento habitual, cuya explicación viene detallada en la ayuda correspondiente y que consiste en generar los nodos, unir estos con líneas y con estas generar

superficies a partir de las cuales se realiza el mallado, conviene resaltar una serie de consideraciones básicas para el buen funcionamiento posterior en Fluent. En primer lugar, y para la versión del programa utilizada, es importante que el nombre introducido en el panel de Specify Boundary Types para definir las diferentes zonas de la maya no contenga ningún espacio, ya que en tal caso, al transferir la maya a Fluent dicha zona no será reconocida. Así por ejemplo, a la hora de establecer la línea exterior como Wall, será preciso a la hora de nombrarla escribir pared _ exterior, para evitar problemas posteriores.

También conviene añadir que, para el caso que nos ocupa, al circular dos fluidos cuyo flujo es independiente y que además presentan propiedades distintas, es de vital importancia definir dos regiones de mallado diferentes, especificando en el panel de Specify Continuum Types cada una de estas regiones, ya que en caso de no hacerlo, Gambit toma por defecto una sola región de mallado, imposibilitando la posterior definición en Fluent de las propiedades de cada uno de los fluidos.

Descrita la geometría que ha de tener la malla, así como las consideraciones más relevantes a la hora de su generación, falta por definir la forma que ha de tener el mallado de la geometría especificada. En nuestro caso, al tratarse de un intercambiador funcionando a contraflujo y, por lo tanto, en el que los gradientes de variación más intensos tienen lugar a la entrada y salida del cremogendo de melocotón y del fluido refrigerante, se ha optado por una concentración de los puntos de malla en estas regiones, dejando que la zona central presente un mallado más burdo. Debido al mismo motivo, las regiones más próximas a las paredes y al eje de simetría presentan un mallado más fino, permitiendo de esta manera la obtención de un resultado más preciso en estas zonas. La estructura final de la malla generada presenta la siguiente forma (solo se expone una mitad, siendo la segunda simétrica):

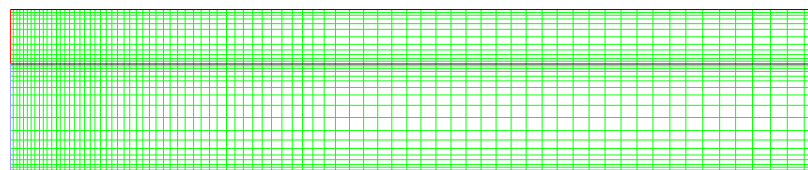


Figura 1.6: Distribución geométrica de los nodos en la malla.

Pero la adopción de dicha configuración presenta un problema debido principalmente a la forma en la que Gambit permite la introducción del espaciado progresivo entre nodos.

El espaciado se obtiene mediante la introducción de un parámetro que multiplica la distancia a la que se encontraban los dos nodos anteriores. Para el caso de no seleccionar la opción de double sided del panel de Mesh Edges esta operación continúa hasta colocar el número de nodos seleccionados, obteniendo una distribución más espaciada a medida que nos alejamos del origen de la línea. En el caso de seleccionar la opción mencionada con anterioridad la operación continua hasta colocar la mitad de los nodos, momento a partir del cual realiza la operación inversa dando lugar a un espaciado menor al principio y al final de la línea, siendo esta la configuración buscada.

El problema aparece debido a la geometría, esbelta y alargada, del intercambiador que nos ocupa que hace que la introducción de dicho parámetro de espaciado, por pequeño que sea, genere un elevado número de nodos al principio del cambiador, y un espaciado excesivo en la parte central. Este problema da lugar a la necesidad de realizar una partición de las dos paredes y del eje de simetría en cinco partes simétricas, de manera que sea posible la selección de diferentes parámetros de espaciado para cada una de las partes. En la siguiente figura se muestran cada una de las particiones así como el número de nodos existentes en cada una de ellas.

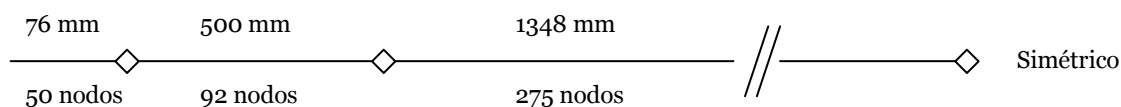


Figura 1.7: Distribución de las particiones realizadas en el eje y las paredes.

La primera y la última parte tiene el tamaño del diámetro del conducto central del cambiador, asegurando de esta manera un mallado fino en la parte en la que se desarrolla la capa límite térmica. Por otro lado la parte central carece de espaciado, y es en esta región donde se encuentra la mayor distancia entre nodos, presentando separaciones algo menores a los 5 mm.

El número óptimo de nodos se ha obtenido realizando mallas con diferente grado de refinamiento generadas en Gambit, y exportadas posteriormente a Fluent. La elección de esta manera de proceder, contraria a la llevada a cabo genéricamente en la que se genera una maya burda en Gambit para ser refinada en Fluent, es debida de nuevo a la geometría del intercambiador y a la forma de adaptar la maya utilizada por Fluent, en la que solo es posible dividir en un número par de celdas las celdas ya generadas, lo que en nuestro caso provocaba también espaciado desigual de los nodos.

Por lo tanto el número de nodos utilizados, es el que se ha considerado óptimo para que, una vez exportada la maya a Fluent, la malla esté equilibrada, permitiendo una elevada velocidad de cálculo y una pequeña mejora en la calidad de los resultados obtenidos con el incremento del número de nodos. Correspondiendo, dicho valor, a una malla con un total de 17918 nodos.

1.3.2 Implementación del caso en Fluent.

A continuación se describen todos los aspectos más relevantes a tener en cuenta para la simulación en Fluent 6.1 del caso que nos ocupa. Al igual que en el apartado anterior, no se pretende dar una guía de todos los pasos a seguir para la implementación del caso, sino resaltar aquellos aspectos en los que se han encontrado dificultades o que tienen una mayor relevancia.

1.3.2.1 Exportación de la malla de Gambit a Fluent.

El primer paso, una vez definida la malla e iniciada la versión 2D del programa, es la lectura en Fluent del archivo .msh generado en Gambit. Durante la lectura de dicho archivo, Fluent crea las distintas zonas de la malla. En este proceso, las particiones hechas en las paredes y en el eje de simetría para el espaciado de la malla desaparecen, generando una línea única con la condición de contorno correspondiente en cada caso.

Además, para el caso de la pared intermedia, y dado que esta se encuentra bañada por dos regiones fluidas, Fluent genera por defecto una región adicional tipo Wall para que los fluidos, que originalmente bañaban una única pared, estén separados por dos paredes diferentes. Esta región es denominada zona de sombra (shadow) y consiste en una línea situada en la misma posición que la línea que define la pared interna y con la misma condición de contorno (Wall) que va a permitir la opción de especificar distintas condiciones de contorno en cada uno de los lados de la pared.

1.3.2.2 Definición de los modelos de resolución.

Realizada la lectura de la malla por Fluent, este ha de ser capaz interpretar la geometría de la misma, para ello, y dado que se trata de una malla con un eje de simetría de revolución, es preciso marcar la opción axisymmetric en el panel de modelos de resolución. En este panel también será preciso activar la resolución de la ecuación de la energía, e introducir en el cálculo los términos de calentamiento viscoso debidos al flujo.

La activación de esta última opción es importante, ya que Fluent, por defecto, tiende a despreciar dichos efectos cuando se realiza una solución segregada. En nuestro caso, y para velocidades de flujo laminar, dichos efectos no son despreciables debido a que nos encontramos con un fluido altamente viscoso, en el que el número de Brinkman, Br, definido próximo o mayor a la unidad cuando los efectos de calentamiento viscoso no son despreciables, adquiere un valor para la velocidad media de flujo laminar máxima $v_{x_av_Mac} = 2,158 m/s$ de 1,4 . El número de Brinkman responde a la siguiente ecuación (11.2-9, cap. 11 Manual Fluent):

$$Br = \frac{\mu \cdot v_{av_max}^2}{k\Delta T} \quad (1.30)$$

1.3.2.3 Implementación en Fluent del cremogenado de melocotón.

Para la simulación de fluidos no-newtonianos, Fluent propone en el capítulo 7 de la ayuda una serie de modelos para los diferentes comportamientos reológicos. En el caso del cremogenado de melocotón, al tratarse de un fluido seudoplástico que sigue la ley de potencia, el modelo adoptado es el propuesto en el apartado 7.3.5 de la ayuda, denominado Power Law for Non-Newtonian Viscosity, y cuya ecuación es:

$$\eta = ky^{n-1} e^{T_0/T} \quad (1.31)$$

Este modelo, de gran similitud con el adoptado en la parte de definición de los parámetros del cremogenado, presenta la diferencia de introducir el parámetro T_0 , definido por Fluent como temperatura de referencia, y que en nuestro caso, y dado que el modelo propuesto en el apartado correspondiente era de la forma:

$$\eta = ky^{n-1} e^{E_a/RT}$$

será definido como $T_0 = E_a/R$, en la que ambos parámetros son constantes y en los que realizando un estudio dimensional obtenemos ° Kelvin y un valor de la $T_0 = 1152^\circ \text{ K}$.

Por último mencionar que además de los parámetros que aparecen en la ecuación (30), cuyos valores ya han sido definidos en la tabla 1.4, Fluent exige la imposición de límites de viscosidad para la implementación del fluido

$$\eta_{\min} < \eta = ky^{n-1} e^{E_a/RT} < \eta_{\max} \quad (1.32)$$

de tal modo que cuando la viscosidad aparente alcance uno de estos límites adoptará el valor impuesto, dejando de calcular la ecuación de la ley de la potencia para ese rango de valores:

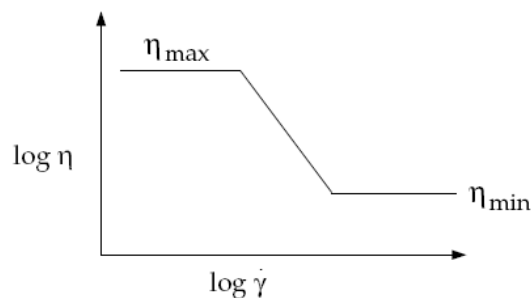


Figura 1.8 (fig. 7.3.1 del manual de Fluent):
Variación de la viscosidad aparente con la velocidad de deformación en un fluido seudoplástico

En nuestro caso, al tratarse de un fluido seudoplástico con índice de consistencia menor a la unidad, en el que, como ya vimos en el apartado de definición de los parámetros del problema, la viscosidad aparente tiende a infinito para velocidades de deformación nulas, impondremos un límite superior que sea lo más alto posible de manera que asegure que en ningún momento Fluent deje de calcular la ecuación de la ley de potencia. El criterio de

selección del límite inferior persigue el mismo objetivo, aunque en este caso, al tratar con bajas velocidades de flujo, adquiere un carácter menos crítico. Los valores adoptados han sido $\eta_{\min} = 0,0001$ y $\eta_{\max} = 1000000$ ($Pa \cdot s^n$).

El resto de valores y datos de propiedades térmicas y físicas del fluido exigidas por Fluent vienen recogidos en la tabla 1.4.

1.3.2.4 Condiciones de contorno.

La selección de unas condiciones de contorno adecuadas es imprescindible para una buena simulación del caso y la obtención de resultados coherentes, además de la reducción del tiempo de convergencia, y por lo tanto de la potencia de cálculo necesaria.

A continuación se muestra un cuadro en la que vienen recogidas todas las condiciones de contorno impuestas en cada una de las regiones de la malla:

| Región | Condición de contorno (Boundary conditions) |
|---|--|
| eje_de_simetría | Axis |
| entrada_fluido: | Velocity-inlet (UDF) |
| entrada_servicio: | Velocity-inlet (UDF) |
| Fluido: | Fluid (Power Law for Non-Newtonian Viscosity) |
| fluido_servicio: | Fluid (Fixed Values) |
| pared_externa: | Wall (Adiabática) |
| pared_interna: (correspondiente al agua) | Wall (Coupled) |
| pared_interna-shadow: (correspondiente al cremogenado) | Wall (Coupled) |
| salida_fluido: | Pressure-outlet |
| salida_servicio: | Pressure-outlet |

Tabla 1.6: Boundary conditions en las diferentes regiones de la malla.

Condiciones de salida: Dada su relevancia a la hora de obtener resultados coherentes durante la simulación, conviene resaltar que en ningún caso la condición de contorno de salida para los fluidos que circulan por el intercambiador ha de ser definida como Outflow, ya que dicha elección genera

una mala resolución de la ecuación de continuidad que da como resultado elevados valores de los residuos y soluciones que nada tienen que ver con las teóricas.

Condiciones en las paredes: Como queda recogido en la primera parte del capítulo, la pared interna, al ser transportada a Fluent, genera una zona de sombra que permite la elección de condiciones de contorno diferentes para cada uno de los fluidos, en nuestro caso, y dado que lo que nos interesa es la interacción que tiene lugar entre ambos, es necesaria la selección de la condición de contorno Coupled, que hace que Fluent acople el cálculo de la ecuación de la energía en la pared al cálculo de la zona fluida adyacente. Esta condición permite, además, la selección del espesor de la pared, calculando la resistencia térmica de conducción introducida por la existencia de la misma a partir de las propiedades del material, propiedades que se incluyen en el primer apartado del capítulo. Los parámetros de resistencia térmica (espesor y propiedades del material) especificados para una de las zonas se asignan automáticamente a la zona de sombra.

Por otro lado, la pared externa es considerada adiabática, despreciándose por tanto las pérdidas de calor generadas entre el ambiente y el fluido refrigerante, imponiéndose por tanto como condición de contorno flujo de calor en la pared igual a cero.

Condiciones de flujo: Por último, queda especificar las condiciones de contorno relativas al flujo, en las que, como ya ha sido mencionado, nos interesa el estudio del flujo laminar de ambos fluidos, despreciando los efectos de entrada al intercambiador. El principal problema en la realización de dicho estudio se encuentra en que Fluent solamente permite la imposición de una velocidad constante en toda la región de entrada, condición, que guarda poca relación con el perfil completamente desarrollado por el flujo no-newtoniano. Esto hace que, al imponer la condición de entrada velocity-inlet, sea necesaria una región inicial de desarrollo en la que el flujo va adoptando el perfil completamente desarrollado que, sumada a la alta viscosidad del fluido, hace necesario que el cremogenado recorra más de un cuarto de la distancia del intercambiador para que el perfil de velocidades sea el correspondiente al flujo desarrollado, dificultando, por lo tanto, el estudio al no saber qué efectos viscosos y térmicos son motivados por los efectos de entrada y cuales por las propiedades no-newtonianas del fluido.

La resolución de dicho problema motivó la aplicación de UDFs tanto en la región de entrada del cremogenado de melocotón, como en la región de entrada del conducto anular, en la que el problema adquiere un valor mucho menos crítico, pero cuya aplicación está fundamentada en motivos de convergencia, que estudiaremos más adelante.

Los UDFs son aplicaciones definidas por el usuario, que, entre otras muchas posibilidades, permiten la aplicación de cualquier función en la región de entrada del fluido. La programación de dichas aplicaciones, se desarrolla en lenguaje de programación C++, en las que Fluent, incorpora una librería de funciones que permite introducir sus propias aplicaciones. En nuestro caso fue necesaria la aplicación de la función DEFINE_PROFILE, definida en el

apartado 4.3.12 del manual de ayuda de programación de UDFs, mediante la cual y, como viene recogido en el ANEXO IV del presente proyecto, fue posible la programación de los perfiles de entrada definidos en las ecuaciones (1.12) y (1.19), para el cremogenado de melocotón y para el agua respectivamente.

Una vez programados los UDFs, el siguiente paso, es su compilación en Fluent, en la que, para evitar problemas a la hora de la lectura por parte de Fluent, es aconsejable poner el programa de C++ en la misma carpeta que el archivo de Fluent, evitando de esta manera errores asociados a la definición de bibliotecas de UDFs. También será recomendable marcar la casilla de Use Contributed C++, para que la compilación del programa tenga lugar en Fluent, en vez del propio compilador en el que ha sido programado el UDF. Una vez programado y compilado el UDF, solo será preciso la selección de las funciones implementadas en el panel de Boundary Conditions.

A parte del objetivo expuesto en el párrafo anterior, mediante la implementación de UDFs se persigue un segundo objetivo consistente en reducir el tiempo que tarda en converger el caso, dado que, al tratarse de un intercambiador de una gran longitud funcionando a bajas velocidades de flujo, el tiempo necesario para la convergencia del caso se ve incrementado notablemente, siendo este uno de los problemas a los que hemos de enfrentarnos durante la simulación.

El modo de empleo de los UDFs para conseguir una mejoría en este aspecto, consiste en fijar los valores de las condiciones de contorno conocidas en una o varias de las regiones del problema. En nuestro caso, y dado que el perfil de velocidades desarrollado por el agua en el conducto anular va a ser constante e igual en todo su recorrido por el intercambiador a la ecuación (1.19), definida en el UDF, fijaremos dicho perfil en cada una de las secciones transversales del conducto anular.

Para ello, es preciso seleccionar en Fluent la opción del panel de Boundary Conditions de Fixed Values, descrita en el apartado 6.27 del manual de ayuda, que permite la posibilidad de fijar una o varias variables como la temperatura, factores de turbulencia, etc. de una región fluida, imponiendo un valor constante, o los valores fijados por la función descrita en el UDF, en todas las celdas que se encuentren dentro de la región seleccionada. Fijada la variable y la región a la que se aplica esta opción, la ecuación de transporte de dicha variable no es resuelta en las celdas implicadas, no incluyéndose tampoco las celdas cuando se realiza el cálculo de la suma de los residuos correspondientes a la variable en cuestión y que, en el caso de la velocidad, serán los residuos de la ecuación de continuidad, reduciendo de este modo el tiempo de cálculo durante la simulación, y por tanto el tiempo de convergencia.

En el caso del cremogenado de melocotón, a diferencia de lo que ocurre en el conducto anular, no es posible fijar los valores de flujo, al encontrarnos ante un flujo que nunca llega a desarrollarse debido a que sus propiedades varían con la temperatura, haciendo que el perfil sólo sea constante a una temperatura constante, imposibilitando su descripción teórica y siendo este uno de los motivos de su estudio.

1.3.2.5 Implementación de la simulación.

Expuestos todos los puntos de mayor relevancia necesarios para la implementación del caso, tan solo queda realizar la simulación para obtener los resultados, a partir de los cuales poder realizar el estudio. El principal problema con el que nos encontramos al realizar dicha simulación, como ya dijimos con anterioridad, es la lentitud con la que el caso converge, siendo necesaria la aplicación de algunas modificaciones en el modo de simular el caso. Una de ellas es la implementación de UDFs, existiendo, además, otras posibilidades que son recogidas en este apartado.

Según lo descrito en el apartado 11.2.3 del manual de Fluent, una de las posibilidades que ayudan a acelerar la convergencia del caso, consiste en la resolución desacoplada de la ecuación del flujo y de la energía. Para ello, en un primer lugar, se resuelven las ecuaciones de flujo, desactivando la ecuación de la energía en el panel de control de la solución. Una vez resuelto y convergido el flujo se vuelve a activar el cálculo de la ecuación de la energía, resolviendo simultáneamente ambas ecuaciones. Por lo tanto, al comienzo de la simulación de los casos expuestos en los siguientes apartados, se procederá de esta manera.

Además de la simulación desacoplada de las ecuaciones de flujo y energía, y según lo recogido en el apartado 24.9 de la ayuda, también es posible la obtención de mejores soluciones mediante la modificación de los valores de relajación, modificación que según la ayuda, es recomendable para el caso de problemas en los que la densidad y la temperatura presentan una fuerte relación. Procediendo de esta manera, al reducir los parámetros de relajación se obtienen mejores valores de los residuos y valores más estables de las propiedades y de la resolución del flujo, pero da lugar a una menor velocidad de convergencia. Este factor ha motivado que, en un primer momento, los valores de relajación sean los definidos por defecto en Fluent, y a medida que nos aproximamos a la convergencia de la solución, estos se vayan haciendo más pequeños hasta obtener una solución lo más fina posible.

A pesar de las medidas adoptadas, el tiempo de convergencia sigue siendo alto, haciendo necesario un elevado número de iteraciones para su resolución.

Por último, mencionar que durante la iteración del caso, además de la monitorización de los residuos que lleva a cabo de forma automática Fluent, y de la utilización de estos como referencia para la convergencia del caso, se han monitorizado la temperatura de salida y el flujo másico de cremogenado de melocotón en una de las secciones transversales del conducto. La representación gráfica durante la iteración de dichas propiedades viene motivada por la escasa fiabilidad de la estabilización de los residuos como criterio de convergencia, ya que, para un valor estable de estos, se observan variaciones tanto en la salida de la temperatura del cremogenado, como en el flujo transversal del mismo, siendo preciso un mayor número de iteraciones para la estabilización de dichos valores y estableciéndose estos valores como parámetros adicionales de convergencia.

2. Validación de los resultados obtenidos en Fluent.

2.1 Introducción

Una vez realizados los ajustes necesarios para la simulación en Fluent, se hace conveniente un análisis que nos permita asegurar la validez de los resultados obtenidos numéricamente. Para ello se van a comparar los datos obtenidos teóricamente con los datos que se obtienen cuando el caso ha convergido. Este contraste será aplicado tanto al flujo como a la transferencia de calor obtenida durante la simulación, siendo necesario, en el primer caso, la simplificación del problema dado que la caracterización del perfil de velocidades llevada a cabo teóricamente solo es válida para una temperatura fija, siendo parte del posterior estudio la evolución del perfil con la variación del índice de consistencia con la temperatura. Esta dependencia hace necesario un cálculo iterativo, pues no existen expresiones analíticas que permitan caracterizar dicho flujo.

2.2 Implementación del caso

Según lo expuesto, en el caso simulado en este apartado ha sido eliminada la dependencia de la temperatura sobre el índice de consistencia, dependencia que sigue una ecuación tipo Arrhenius (1.2) y que en el modelo empleado en Fluent se elimina al introducir $T_o = 0$ en la ecuación (1.31). La modificación de este parámetro hace necesaria también la modificación del parámetro k de la misma ecuación, que como vimos en la parte de implementación del problema, y cuando se tiene en cuenta la dependencia de la temperatura, consiste en una constante que, junto con la constante ideal de los gases y la energía de activación, permite la obtención de la relación del índice de consistencia con la temperatura. Al eliminar dicha dependencia, k , deja de ser una constante de la ecuación de Arrhenius y se define como el propio índice de consistencia del flujo, que para este caso, y dado que en simulaciones posteriores este valor no será un valor fijo durante el paso por el intercambiador, será definido como el índice de consistencia, K_b , obtenido al aplicar la ecuación de Arrhenius al valor de la media de las temperatura de entrada y salida.

$$T_b = \frac{T_{e_crem} + T_{s_crem}}{2} \quad (2.1); \quad K_b = k \exp(E_a/RT_b) \quad (2.2)$$

donde la temperatura de entrada, por los motivos expuestos en el capítulo de implementación, es 95 °C, y donde la determinación de la temperatura de salida forma parte de las incógnitas del problema siendo por lo tanto desconocida y haciendo necesaria su determinación mediante un calculo aproximado.

Para la realización del cálculo, es necesaria la selección de los parámetros de flujo de entrada, ya que van a influir en el resultado obtenido y que, además de la ya mencionada temperatura de entrada del cremogenado, son la temperatura de entrada del agua, y los caudales volumétricos de ambos fluidos.

La temperatura de entrada del agua también quedó definida en el capítulo de implementación correspondiendo a 2 °C, faltando por definir los caudales volumétricos.

En nuestro caso, y dado que el objetivo del capítulo es la obtención de unos resultados de validación, han sido seleccionadas bajas velocidades de flujo al ser en este caso donde se encuentran mayores problemas de convergencia, y pudiendo asegurar de esta manera que si los resultados obtenidos en estos casos son coherentes también lo serán para el resto de los casos simulados.

Por lo tanto, para la simulación de este caso, los caudales volumétricos seleccionados han sido $Q_1 = 2,12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ para el cremogenado de melocotón y $Q_2 = 8,39 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ para el agua que circula por el conducto anular. La selección de estos valores se realiza definiendo en primer lugar la velocidad máxima desarrollada por cada uno de los flujos, al presentar mayor facilidad el seguimiento de la velocidad desarrollada por los fluidos en los gráficos obtenidos de Fluent y pudiendo de esta manera estudiar si la programación del perfil de velocidades en el UDF ha sido correcta y si, dado que nos encontramos ante un caso de flujo completamente desarrollado, se mantiene dicha velocidad a lo largo del eje de simetría. Las velocidades máximas correspondiente a los flujos son $V_{\max_1} = 0,015 \text{ m/s}$ y $V_{\max_2} = 0,005 \text{ m/s}$. La programación del UDF correspondiente a este caso queda recogida en el ANEXO IV y esta manera de proceder será utilizada en el resto de casos realizados.

A partir de estos parámetros de entrada, y para obtener un valor lo más aproximado posible de la temperatura de salida, se simula el caso en el que sí se tiene en cuenta la influencia de la temperatura sobre el índice de consistencia, al no haber, para dicho caso, ningún valor desconocido. De la simulación de este caso se obtiene un valor de la temperatura de salida que al aplicar las ecuaciones (2.1) y (2.2) permite obtener el valor de K_b . Por último se realiza la comprobación del resultado volviendo a simular el caso con el valor de índice de consistencia medio obtenido, y se comprueba que la temperatura de salida es aproximadamente la utilizada para calcular (2.1).

Durante la primera simulación se obtiene una temperatura, $T_{s_crem} = 355 \text{ °K}$, que según las ecuaciones (2.1) y (2.2) y según los valores recogidos en la tabla 1.4, da como resultado un valor del índice de consistencia $K_b = 3,495 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n)$, valor a partir del cual, y una vez realizada la segunda iteración, se obtiene una $T_{s_crem} = 353,9 \text{ °K}$, muy similar a la utilizada para el cálculo de la ecuación (2.1), comprobándose la validez del cálculo realizado.

Parámetros de implementación del caso

Variaciones en la caracterización reológica del cremogenado:

Temperatura de referencia($T_0 = E_a/R$): 0

$K_b(k) \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n)$: 3,495

Características del flujo:

| | |
|--|----------------------|
| Caudal volumétrico del cremogenado $Q_1 (m^3/s)$: | $2,12 \cdot 10^{-5}$ |
| Caudal volumétrico del agua $Q_2 (m^3/s)$: | $8,39 \cdot 10^{-6}$ |
| Temperatura de entrada del cremogenado $T_{e_crem} (^{\circ}C)$: | 95 |
| Temperatura de entrada del agua $T_{e_agua} (^{\circ}C)$: | 2 |
| Temperatura de salida del cremogenado $T_{s_crem} (^{\circ}C)$: | 82 |

Tabla 2.1: Valores del caso simulado para la validación de los resultados

2.3 Validación de los resultados obtenidos en la caracterización del flujo de cremogenado de melocotón.

La imposición de las condiciones de partida, en las que por un lado se adoptan bajos caudales volumétricos que aseguran flujo laminar y en el que por otro ha sido eliminada la dependencia de la temperatura con el índice de consistencia, dan como resultado un perfil de velocidad que coincide con el descrito teóricamente en el capítulo anterior. Si además sumamos la implementación de los UDFs para la eliminación de los efectos de entrada, nos encontramos con que el perfil de velocidades calculado por Fluent a lo largo de todo el cambiador debe de coincidir con el perfil de velocidades programado mediante UDFs a la entrada del fluido. Para realizar tal comprobación se ha dividido la sección circular en varias iso-clips que permiten realizar dicha comparativa, mediante la representación gráfica superpuesta de las velocidades del flujo que atraviesa cada una de las iso-clips definidas y las velocidades impuestas en la entrada del cremogenado.

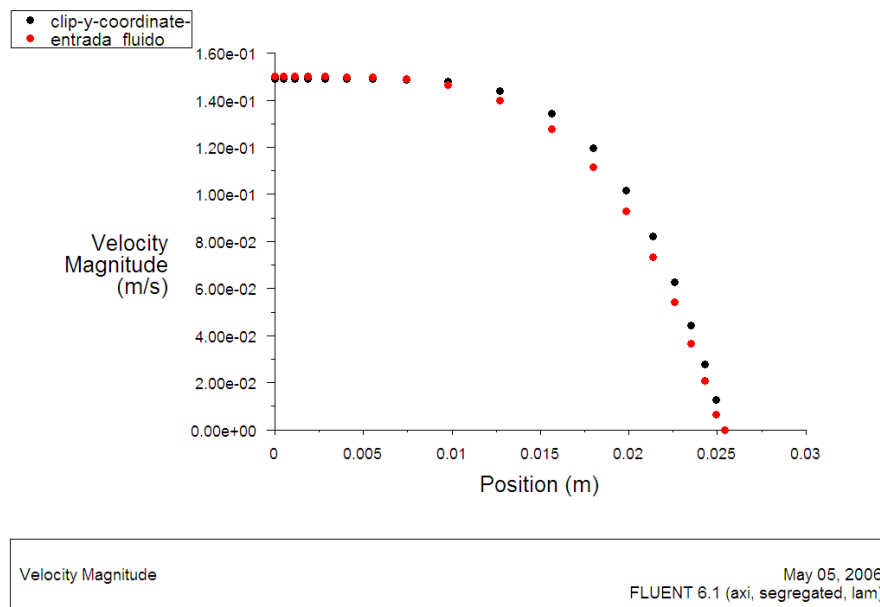


Figura 2.1: Perfil de velocidades a la entrada y en el centro del intercambiador

En la figura 2.1 se representa gráficamente los valores de la velocidad en función de la posición, mostrándose por un lado el perfil teórico impuesto a la entrada, dibujado en rojo, y por el otro el perfil calculado por Fluent en una sección transversal en el centro del cambiador, que queda representado en negro. La primera comprobación gráfica, se realiza observando que el UDF ha sido programado correctamente, adquiriendo los valores adecuados en los

puntos críticos, al adoptar un valor nulo de flujo en la pared, y el valor máximo, $V_{max_1} = 0,015 \text{ m/s}$, en el centro de la conducción anular.

La segunda comprobación se realiza mediante la comparativa de los puntos dibujados en ambos perfiles, en la que podemos observar que existe un pequeño error, entre el perfil ideal, obtenido teóricamente y programado mediante UDFs y el perfil calculado por Fluent, que presenta una forma más abombada en los laterales. Sin embargo este error representa, en el peor de los casos, menos de un 4% del valor de la velocidad teórica, pudiendo considerar el perfil de velocidades calculado por Fluent una solución satisfactoria.

Por último se realiza una comprobación numérica en la se compara la velocidad media obtenida teóricamente con la velocidad media obtenida en la sección transversal estudiada cuando el caso ha convergido. El cálculo teórico del valor medio de la velocidad se obtiene mediante la ecuación Ec. 16 Anex. II mientras que para el valor obtenido de Fluent se realiza un Area-Weighted Average de la velocidad en la sección transversal estudiada. Para el caso teórico se obtiene un valor medio de la velocidad $v_{x_av} = 0,01047 \text{ m/s}$ mientras que el resultado obtenido por Fluent es de $v_{x_av} = 0,01049 \text{ m/s}$, resultado bastante aproximado al valor teórico, y que por tanto asegura una desviación menor del 1% del valor medio de los vectores de velocidad.

Una vez se ha comprobado la validez de los resultados obtenidos en secciones transversales del flujo hemos de asegurarnos de la estabilidad de la solución en su recorrido por el intercambiador, para ello analizaremos la velocidad de una partícula fluida a una determinada distancia radial. Velocidad que para el caso de flujo desarrollado, ha de ser constante a lo largo de todo su recorrido, ya que, en caso contrario aparecería una dependencia del perfil de velocidades con la posición X dejando de poder considerar dicha hipótesis. Para la realización de la comprobación propuesta es necesaria la definición de iso-superficies longitudinales a lo largo del intercambiador, que nos permitan ver la evolución de la velocidad de la partícula fluida no-newtoniana:

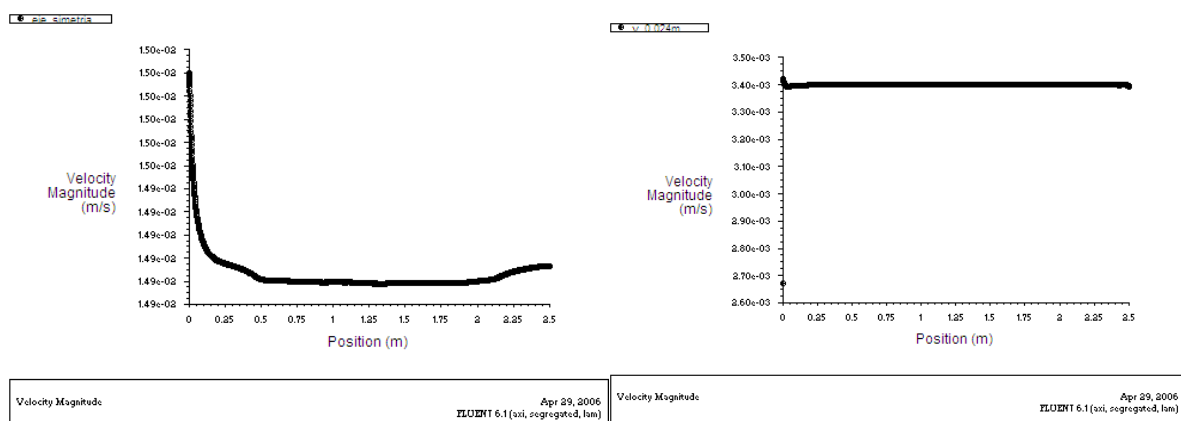


Figura 2.2: velocidad longitudinal de una partícula a lo largo del intercambiador en la zona próxima al eje de simetría (derecha) y próxima a la pared (izquierda)

En el gráfico se muestra el desplazamiento longitudinal de una partícula fluida próxima al eje de simetría y una partícula próxima a la pared. En ambos casos se comprueba que, aún con la imposición del perfil de entrada mediante UDFs, existe una pequeña región de entrada en la que la partícula se frena y en

la que el flujo presenta pequeñas inestabilidades, que apenas afectan al valor numérico, y que seguramente son debidas a que Fluent, al imponer los UDFs a la entrada, calcula la función definida en el UDF en las esquinas y en el centro de los nodos de la malla, imponiendo en estas regiones los vectores de velocidad, imposición que genera una pequeña deformación a la entrada generando a su vez la inestabilidad observada en el flujo. La inestabilidad debida a la entrada puede verse en el siguiente gráfico.

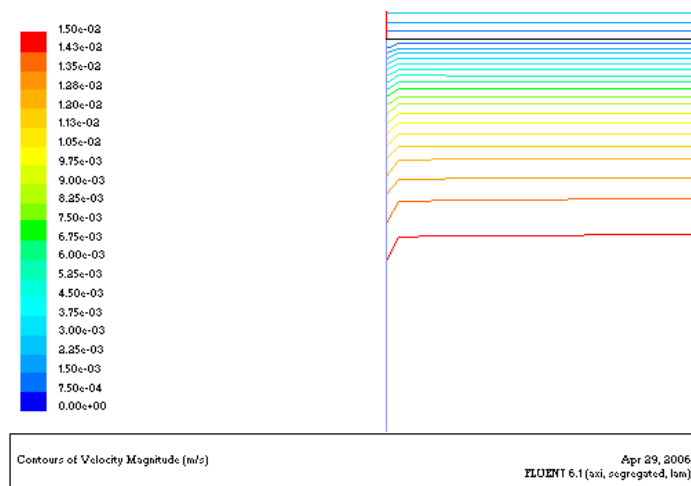


Figura 2.2: Líneas de corriente a la entrada del intercambiador.

Otro de los posibles motivos de la región de entrada es el ajuste que tiene lugar a la entrada entre el perfil teórico y el perfil calculado por Fluent que, como acabamos de ver en la fig. 2.1, presenta una pequeña desviación.

También se observa un pequeño aumento en la velocidad de la partícula a la salida del intercambiador, sin embargo esta inestabilidad no afecta al valor numérico de la solución, y por lo tanto puede atribuirse a ruido numérico. Por otro lado la velocidad de la partícula en la zona próxima a la pared no presenta ningún tipo de inestabilidad, permaneciendo constante su velocidad a lo largo de todo su recorrido.

Por último realizaremos una comprobación numérica del valor de la velocidad obtenido mediante la simulación en Fluent para la posición radial 0,024 m y el valor obtenido mediante la ecuación (1.12). Al escribir en un fichero los resultados obtenidos de la gráfica (fig. 2.2) se observa un valor de la velocidad para dicha posición de $3,4 \cdot 10^{-3}$ m/s mientras que numéricamente se obtiene un resultado de $3,46 \cdot 10^{-3}$ m/s, quedando comprobada la buena implementación llevada a cabo de los UDFs.

2.4 Validación de los resultados obtenidos en la caracterización térmica del cremogenado de melocotón.

Validado el campo de velocidades proporcionado por FLUENT, queda por comprobar la correcta resolución de la ecuación de la energía. Para ello y una vez ha sido calculado la K_b , se realizará un cálculo comparativo entre el calor total transferido en el intercambiador obtenido de manera teórica, procediendo de la manera que queda recogida en el apartado de

implementación, y el resultado que se obtiene de la resolución numérica adoptada por Fluent.

Para el cálculo teórico del calor transferido a lo largo de la superficie de intercambio, en primer lugar, será necesario calcular los coeficientes de transferencia de calor a partir del número de Nusselt en cada uno de los dos conductos que componen el cambiador, el principal problema que se nos plantea a la hora de realizar el cálculo se deriva de la necesidad de realizar un cálculo iterativo para la obtención de algunos de los parámetros que aparecen en las ecuaciones. En nuestro caso, dado que ya disponemos de un caso convergido, adoptaremos los valores mostrados por la solución realizada por Fluent, para luego comprobar que dichos valores son correctos, ahorrándonos de esta manera la realización del cálculo iterativo.

Empezando por el cálculo del número de Nusselt correspondiente al cremogenado de melocotón, definido según la ecuación (1.21) tenemos que:

$$Nu_i = \frac{h_i D_i}{\zeta} = 1,75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0,14}$$

Dado que para poder aplicar esta ecuación el número de Graetz ha de ser mayor que 20, en primer lugar será calculado dicho parámetro, que se define como (Ec. 1.23):

$$Gz = \frac{\pi}{4} \text{Re} \cdot \text{Pr} \frac{D_i}{L}$$

En el que el número de Reynolds para fluidos que siguen la ley de potencia se define según la ecuación (1.9) mientras que el número de Prandtl se define como:

$$\text{Re}_g = \frac{D_i^n \cdot v_{x-av}^{2-n} \cdot \rho}{K_b 8^{n-1}} \left(\frac{4n}{1+3n} \right)^n; \quad \text{Pr} = \frac{C_p \eta_a}{\zeta_{fluido}} \quad (2.3)$$

El principal problema que se plantea al intentar realizar el cálculo de estos dos parámetros por separado es la necesidad en el caso del Prandtl de definir una viscosidad aparente que en este caso simplificado varía con la distancia radial al eje, pero en el caso real variará, además, con el desplazamiento longitudinal. Este hecho es una de las causas de la necesidad de definir el número de Graetz que al multiplicar los dos parámetros adimensionales elimina de la ecuación la viscosidad aparente (Ec. 1.23):

$$Gz = \frac{\pi}{4} \text{Re} \cdot \text{Pr} \frac{D_i}{L} = \frac{\pi}{4} \frac{\rho v_{x-av} D_i^2 C_p}{\zeta L}$$

donde los parámetros necesarios para el cálculo vienen recogidos en la tabla 1.4 faltando por especificar el índice de consistencia K_b y la velocidad media correspondiente a este caso, parámetros que ya han sido calculados en el

apartado de validación anterior, $K_b = 3,495 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n)$ y $v_{x_{av}} = 0,01047 \text{ m/s}$, obteniendo un resultado para el número de Graetz de $G_z = 98,5$, valor mayor que 20 y que por tanto hace posible la aplicación de la ecuación. Falta por calcular los parámetros δ y K_w . El primer parámetro se calcula de forma sencilla según la ecuación (1.22):

$$\delta = \frac{3n+1}{4n} = 1,6558$$

mientras que la definición del índice de consistencia en la pared entraña una mayor complejidad, siendo necesario su determinación a partir de los resultados obtenidos en Fluent al realizar un Area-Weighted Average de la temperatura en la pared intermedia, resultado que introducido en la ecuación (1.2) permitirá la obtención del índice de consistencia medio en la pared:

$$K_w = k \exp(E_a/RT_w)$$

donde el valor de la temperatura en la pared obtenido por Fluent es de $T_w = 317,8 \text{ }^\circ\text{K}$, que da como resultado un índice de consistencia de $K_w = 5,408 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n)$. Una vez tenemos todos los parámetros necesarios para el cálculo y despejando el coeficiente de transferencia de calor de la ecuación (1.21) obtenemos:

$$h_{crem} = 72,8 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Por otra parte el cálculo del coeficiente de transferencia de calor relativo a la sección anular se calcula de manera sencilla a partir de la tabla 1.5, en la que mediante interpolación lineal y como ya vimos se obtiene un valor del Nusselt, $Nu = 5,446$ que despejado de la ecuación (1.25):

$$Nu = \frac{h_{agua} D_h}{\zeta_{fluido}}$$

en donde $D_h = 2(a-b) = 0,0253 \text{ m}$, dando como resultado un coeficiente de transferencia de calor para el agua de:

$$h_{agua} = 129,75 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Quedando por definir el coeficiente de transferencia de calor global, definido según la ecuación (1.26):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{crem}} + \frac{1}{h_{agua}}}$$

Que para los valores hallados da como resultado un valor:

$$U = 46,7 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Por último queda establecer el valor de la media logarítmica de temperaturas, que se define como (1.27):

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)}$$

El principal problema que se plantea en el cálculo de esta ecuación es que tanto la temperatura de salida del cremogenado, como la temperatura de salida del agua son desconocidas y forman parte de las incógnitas del cálculo. Para la determinación de estas incógnitas se adoptan los valores obtenidos de la simulación del caso. Esto hace que sea preciso, en un primer lugar, comprobar la validez de estos parámetros, ya que si estos son erróneos, al ser aplicados para la resolución de la media logarítmica de temperaturas el error será extendido al cálculo de la transferencia de calor que realicemos posteriormente, haciendo que la comparación de resultados no tenga sentido. Para la validación de los resultados de las temperaturas de salida la solución adoptada ha sido partir de valores seguros que permitan asegurar que no se introducen errores de cálculo. Para ello, y dado que la geometría del intercambiador sí es conocida, se calculará la longitud que habría de poseer el intercambiador si aceptásemos como buenos los valores obtenidos en Fluent y se compara con la longitud real del mismo, observando de esta manera la validez de los resultados obtenidos.

Para ello despejamos de las ecuaciones (1.20) y (1.22) la longitud del intercambiador, parámetro que vamos a adoptar como medida de la veracidad de los resultados arrojados por Fluent de las temperaturas, obteniendo la siguiente ecuación:

$$L = \frac{\dot{m}_{crem} c_{p-crem} (T_{e-crem} - T_{s-crem})}{U \pi D_i \Delta T_{lm}} \quad (2.4)$$

Donde los parámetros conocidos son la $c_{p-crem} = 3,78 \text{ (kJ/Kg} \cdot \text{K)}$, el flujo másico $\dot{m}_{crem} = 0,026 \text{ kg/s}$, la temperatura de entrada del cremogenado y del agua $T_{e-crem} = 368^\circ \text{ K}$ y $T_{e-agua} = 275^\circ \text{ K}$, el coeficiente global de transferencia de calor calculado teóricamente y los parámetros geométricos. Los parámetros que adoptamos de la solución de Fluent son las temperaturas de salida del agua y del cremogenado, $T_{s-crem} = 353,9^\circ \text{ K}$ y $T_{s-agua} = 311,9^\circ \text{ K}$, que dan como resultado un valor de la media logarítmica de temperaturas $\Delta T_{lm} = 66,9^\circ \text{ K}$. A partir de este resultado y mediante la ecuación (2.5) se calcula la longitud que habría de tener el intercambiador al adoptar estos resultados como válidos, obteniendo una longitud $L = 2,78 \text{ m}$, frente a la longitud real de $2,5 \text{ m}$, introduciendo por lo tanto un error aproximado de un 11% al asumir las temperaturas obtenidas de la simulación del caso. Aunque este error pueda parecer alto, también ha de tenerse en cuenta que las aproximaciones llevadas a cabo durante el cálculo de los coeficientes de película (recogidas en la página 74) solo es cierto el cumplimiento de alguna de ellas, produciendo una desviación de los valores

teóricos. Esto hace que el cálculo sea aproximado y será empleado de forma orientativa ya que el error calculado puede ser debido tanto a las aproximaciones del cálculo teórico como a la simulación realizada por Fluent.

Por último, y siendo este el objetivo de este apartado comparamos el calor total transferido calculado de manera teórica con el calor total obtenido al realizar un Area-Weighted Average del calor total transferido en la pared interna del intercambiador. Al realizar la comparación los resultados obtenidos han sido $3124 \text{ (W/m}^2\text{)}$ para el caso calculado teóricamente y $3403 \text{ (W/m}^2\text{)}$ para la simulación llevada a cabo por Fluent, lo que da un error aproximado de un 9% en la transferencia total de calor que se produce entre el cremogenado de melocotón y el agua.

3. Simulación y estudio del enfriamiento del cremogenado de melocotón.

3.1 Introducción.

El objetivo fundamental de este capítulo es estudiar el efecto que las propiedades no newtonianas del cremogenado de melocotón ejercen sobre el flujo y la transferencia de calor en un caso típico de enfriamiento en la industria alimentaria. Para ello se va a llevar a cabo un estudio comparativo de los resultados obtenidos al simular en Fluent el cremogenado de melocotón i) cuando el índice de consistencia se ve afectado por la temperatura, ii) cuando despreciamos esta dependencia y iii) cuando simulamos un fluido newtoniano de viscosidad media similar a la del cremogenado. De dicho estudio se pretende obtener información de la relevancia de tener en cuenta las características newtonianas/no-newtonianas que diferencian cada uno de los tres fluidos al ser sometidos al paso por intercambiadores de calor en procesos de enfriamiento característicos de la industria.

Para llevar a cabo el estudio, en primer lugar es preciso determinar los parámetros característicos de los procesos de enfriamiento llevados a cabo en el procesado del cremogenado de melocotón, que como vimos en el capítulo C son dos: la pasteurización y la homogeneización de la pasta. La principal diferencia de estos procesos, además de la finalidad con la que se realiza cada uno de ellos, es la temperatura a la que es enfriada la pasta que, para el primer caso, suele ser de 65°C mientras que para el segundo es de 25°C, siendo el resto de parámetros de los procesos muy similares. Así, la temperatura de entrada en ambos casos suele ser de 95°C mientras que las velocidades de flujo, según los datos suministrados por la empresa HRS-spiratube, se caracterizan por ser de bajos números de Reynolds (en torno a 10 ó 15) y régimen laminar para el fluido no newtoniano y de flujo turbulento y altos números de Reynolds (entorno a 15000) para la sección anular. El flujo volumétrico procesado en los intercambiadores se caracteriza por ser un valor fijo, manteniendo de esta manera la continuidad de la línea productiva y dando lugar al procesado de grandes cantidades de cremogenado en poco tiempo, lo que conlleva, a su vez, caídas moderadas de temperatura que hacen necesaria la instalación de varias unidades de intercambiadores en serie para conseguir las temperaturas de salida deseadas para los procesos.

En nuestro caso, y dado que el objetivo e interés del presente proyecto es el estudio de los efectos no newtonianos en el flujo y en la transferencia de calor, y no la realización de un diseño para llevar a cabo los procesos mencionados, se van a llevar a cabo una serie de simplificaciones con respecto al proceso industrial real, del que adoptaremos los parámetros de entrada para el flujo no newtoniano. La primera simplificación está motivada por la complejidad adicional que entraña la simulación de flujo laminar por una de las conducciones y de flujo turbulento por la otra, flujos que además transportan fluidos de propiedades muy dispares. Por este motivo el flujo del conducto anular será simulado como flujo laminar, dejando abierta la posibilidad de realizar, en estudios posteriores, la implementación del caso para régimen

turbulento en el conducto exterior. Tampoco se tendrá en cuenta que la temperatura de salida del cremogenado sea la buscada para la realización del procesado térmico, ya que el cumplimiento de esa condición exigiría la disminución del caudal volumétrico de cremogenado, o la simulación de cambiadores de varios pasos, alejándolos en ambos casos del estudio original que deseamos realizar.

3.2 Implementación del caso.

En este capítulo, y como ya se ha comentado, se van a implementar tres casos, que van a tener en común los parámetros de entrada al cambiador y que se van a diferenciar en las propiedades reológicas del fluido que circula por ellos.

En el primer caso se estudiará el flujo de cremogenado teniendo en cuenta todos los aspectos que pueden afectar a su comportamiento reológico que, una vez fijada una concentración concreta, son la temperatura y las características del flujo. La forma de llevar a cabo la implementación de un flujo con este tipo de comportamiento, así como las propiedades reológicas del cremogenado ya han sido expuestas en el primer capítulo de esta segunda parte del proyecto.

La implementación del segundo caso, en el que el efecto de la temperatura sobre el índice de consistencia no es tenido en cuenta, es la misma que la que se llevó a cabo en el capítulo anterior, siendo preciso definir un índice de consistencia medio, constante a lo largo de todo el intercambiador, K_b , obtenido al aplicar la ecuación de Arrhenius al valor de la media de las temperatura de entrada y salida, ecuaciones (2.1) y (2.2), ecuaciones que como ya vimos, hacen necesaria la definición de los parámetros de entrada del cambiador y el empleo de un cálculo iterativo o la adopción de los resultados obtenidos de la simulación del primer caso.

Los parámetros de entrada necesarios para determinar el índice de consistencia medio, K_b , que además van a ser comunes para los tres casos, corresponden a la temperatura de entrada del cremogenado, $T_{e_crem} = 95\text{ }^{\circ}\text{C}$, a la temperatura de entrada del agua $T_{e_agua} = 2\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a los flujos volumétricos de entrada. El flujo volumétrico de entrada de agua en la conducción anular va a ser lo suficientemente lento como para asegurar flujo laminar y lo mayor posible para aproximarnos a la transferencia de calor de flujo turbulento, definiéndose para los tres casos un $Q_2 = 2,0136 \cdot 10^{-4}\text{ (m}^3/\text{s)}$ que da como resultado una velocidad máxima en la conducción anular de $V_{max_2} = 0,12\text{ m/s}$.

La definición del flujo volumétrico común para la sección circular, presenta una mayor complejidad al estar circulando por ella fluidos de propiedades distintas. Para definir el flujo volumétrico, en primer lugar estableceremos un número de Reynolds, $Re_g = 13$, ya que según los datos suministrados por la empresa HRS-spitatube para este tipo de procesos el valor característico de este parámetro adimensional suele encontrarse entorno a 10 – 15. A partir de este valor y dado que para los dos primeros el número Reynolds se define de la misma forma, podemos despejar la velocidad media del fluido (1.10), parámetro a partir del cual definiremos el caudal volumétrico (1.11).

$$v_{x_{av}} = \sqrt[2-n]{\frac{\text{Re}_g K 8^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n}{d^n \rho}} \quad ; \quad Q = R_0^2 \cdot \pi \cdot v_{x_{av}}$$

Obteniendo un valor de la velocidad media de $v_{x_{av}} = 0,105 \text{ m/s}$ y un valor del caudal volumétrico $Q_1 = 2,122 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$.

Una vez definido los parámetros de entrada y procediendo de la manera descrita para la validación de los resultados, obtenemos de las ecuaciones (2.1) y (2.2) el valor relativo a K_b :

$$T_b = \frac{T_{e_{crem}} + T_{s_{crem}}}{2} \quad ; \quad K_b = k \exp(E_a/RT_b)$$

donde la temperatura de salida del cremogenado obtenida de la iteración del primer caso es $T_{s_{crem}} = 364,6 \text{ }^\circ\text{K}$, que da como resultado un valor del índice de consistencia medio de $K_b = 3,342 \text{ Pa} \cdot \text{s}^n$.

Para el último caso, se desprecian todos los efectos no newtonianos del flujo de cremogenado, definiendo para ello un fluido newtoniano y por lo tanto, de viscosidad constante con la velocidad de deformación y con la temperatura. Las propiedades físicas y térmicas del fluido newtoniano van a ser iguales a las del cremogenado, siendo necesaria la definición de una viscosidad constante que se aproxime a la viscosidad media del cremogenado de melocotón en el conducto. La definición de esta viscosidad promedio se va a realizar de manera que el valor numérico del flujo volumétrico y del Reynolds a la entrada del conducto sea idéntico a los valores fijados en los otros dos casos, de manera que nos permita más adelante la posibilidad de llevar a cabo una fácil comparación de los resultados obtenidos.

Para la obtención del flujo volumétrico buscado, definiremos la velocidad media en este caso igual que la de los dos anteriores, $v_{x_{av}} = 0,105 \text{ m/s}$, y el índice de comportamiento del flujo igual a uno, $n=1$, valor característico de fluidos newtonianos, obteniendo de esta manera un flujo volumétrico idéntico al anterior y un perfil de velocidades newtoniano. El valor de la viscosidad, una vez definido el valor medio de la velocidad, se obtiene tomando el valor del Reynolds característico adoptado en los dos casos anteriores, de manera que los efectos viscosos sean similares y despejando de la ecuación (1.10) el valor de la viscosidad.

$$\eta = \frac{d^n \cdot v_{x_{av}}^{2-n} \cdot \rho}{\text{Re}_g 8^{n-1}} \left(\frac{4n}{1+3n}\right)^n \quad (3.1)$$

donde el índice de consistencia para fluidos newtonianos es igual a $n=1$, el valor del número de Reynolds, $Re_g = 13$, y la velocidad media $v_{x_{av}} = 0,105 m/s$ dando como resultado $\eta_{newtoniana} = 0,502 Pa \cdot s$.

Para comprobar la validez del resultado obtenido al realizar esta aproximación, se compara el valor de la caída de presión calculado por Fluent en el primer caso y el valor obtenido teóricamente al aplicar la ecuación de Hagen-Poiseuille para flujo laminar de un líquido en tubos circulares (J. Geankoplis, 2003).

$$(p_o - p_L) = \frac{32\eta v_{x_{av}}(L_2 - L_1)}{D^2} \quad (3.2)$$

Obteniendo un resultado para el caso de la caída de presión del cremogenado de melocotón calculada en Fluent de $1962 Pa$ frente a un valor teórico para el fluido newtoniano de $1634 Pa$ y por lo tanto obteniendo valores aproximados.

Además para la implementación de este último caso será necesaria la modificación del UDF del perfil de entrada del fluido, de manera que el perfil teórico impuesto a la entrada sea el correspondiente al de un fluido newtoniano. Para ello, y como queda recogido en el ANEXO IV, será preciso modificar el índice de consistencia a $n=1$ en las variables de entrada del programa.

A continuación se muestran los parámetros de la implementación para cada uno de los 3 casos:

Parámetros de implementación del caso

Parámetros comunes en los 3 casos:

Características del flujo:

| | |
|--|------------------------|
| Caudal volumétrico del cremogenado $Q_1 (m^3/s)$: | $2,12 \cdot 10^{-4}$ |
| Caudal volumétrico del agua $Q_2 (m^3/s)$: | $2,0136 \cdot 10^{-4}$ |
| Temperatura de entrada del cremogenado $T_{e_crem} (^{\circ}C)$: | 95 |
| Temperatura de entrada del agua $T_{e_agua} (^{\circ}C)$: | 2 |

Características comunes del cremogenado:

| | |
|--|------|
| Peso molecular (gr/mol): | 63,5 |
| Densidad (kg/m^3): | 1227 |
| C_p ($k J/Kg \cdot K$): | 3,78 |
| Conductividad térmica ς ($W/m \cdot K$): | 0,4 |

Propiedades reológicas de cada uno de los casos:

Caso 1º: Cremogenado de melocotón.

| | |
|---|--------|
| $K(k)$ ó $\eta_{\infty} (Pa \cdot s^n)$: | 0,1439 |
| Índice de comportamiento del flujo n : | 0,276 |
| Energía de activación E_a (kJ/mol): | 9,58 |

Caso 2º: Cremogenado con índice de consistencia independiente con la temperatura.

| | |
|--|-------|
| Temperatura de referencia ($T_0 = E_a/R$): | 0 |
| $K_b(k) (Pa \cdot s^n)$: | 3,342 |

Caso 3º: Fluido newtoniano.

| | |
|---|-------|
| Viscosidad $\eta_{newtoniana} (Pa \cdot s)$: | 0,502 |
|---|-------|

Tabla 3.1: Propiedades reológicas y de flujo de los diferentes casos.

3.3 Comparación de los resultados obtenidos.

En este apartado se va a realizar el estudio del flujo y de la transferencia de calor del cremogenado de melocotón al adoptar los parámetros de entrada definidos, y una comparación de los resultados obtenidos con los otros dos casos descritos en el apartado de la implementación. Para ello se llevarán a cabo tres estudios. En un primer estudio se compararán las propiedades del flujo, en un segundo, la caída de presión y por último la transferencia de calor desarrollada, abarcando de esta manera los aspectos más relevantes a la hora de

realizar el diseño de un intercambiador, pudiendo mediante la realización del estudio determinar la importancia que tiene la consideración de los efectos no-newtonianos sobre el diseño.

3.3.1 Estudio comparativo del flujo desarrollado en cada caso.

En primer lugar se va a realizar un estudio del cremogenado de melocotón, en el que no se ha realizado ninguna simplificación y se valoran todos los efectos no newtonianos del flujo. Los resultados del flujo de cremogenado son desconocidos y no se encuentran demostrados de forma analítica en las ecuaciones teóricas, por lo que será preciso determinar los motivos de la obtención del resultado. Para los dos casos restantes el perfil de velocidades ya es conocido analíticamente y por lo tanto solo habrá de comprobar la corrección de la solución analítica con respecto a la obtenida durante la simulación. Estos dos últimos casos serán empleados para realizar una comparación de la diferencia de los resultados obtenidos al no tener en cuenta las propiedades no newtonianas del cremogenado.

Para la realización del estudio se definen cinco iso-clips transversales dispuestas cada 500 mm y siete iso-superficies longitudinales dispuestas cada 5 mm en la región próxima al eje, y cada 2,5 mm en la región próxima a la pared. Con la definición de estas superficies se pretende estudiar la evolución del perfil de velocidades a lo largo del intercambiador. Dicha evolución solo tendrá lugar en el primer caso, al tratarse de un flujo que nunca llega a desarrollarse mientras su temperatura varíe, pues el índice de consistencia se ve influido por la temperatura. Para los dos casos posteriores el perfil de velocidades se mantiene igual y constante al definido en la entrada mediante el UDF dando lugar a un flujo desarrollado a lo largo de todo el intercambiador.

3.3.1.1 Caso 1º: Cremogenado de melocotón.

En una primera gráfica se va a representar de manera superpuesta el perfil teórico impuesto a la entrada mediante la programación de UDF y el perfil desarrollado a la salida del intercambiador, en el que el cremogenado de melocotón ha sido sometido a un proceso de enfriamiento. De esta manera se pretende analizar la evolución del perfil de velocidades. También se muestra la evolución progresiva del perfil de velocidades al ser calculado en cada una de las iso-clips definidas.

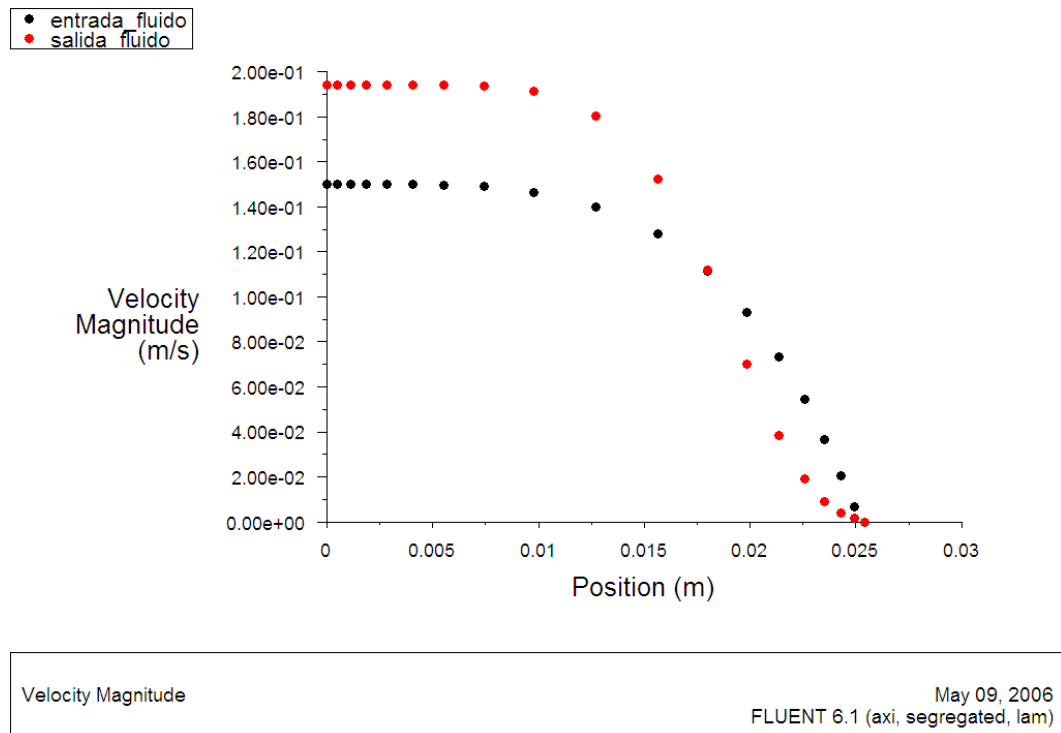


Figura 3.1: Perfil de velocidades desarrollado por el cremogenado de melocotón en la salida (rojo) y en la entrada (negro) del intercambiador.

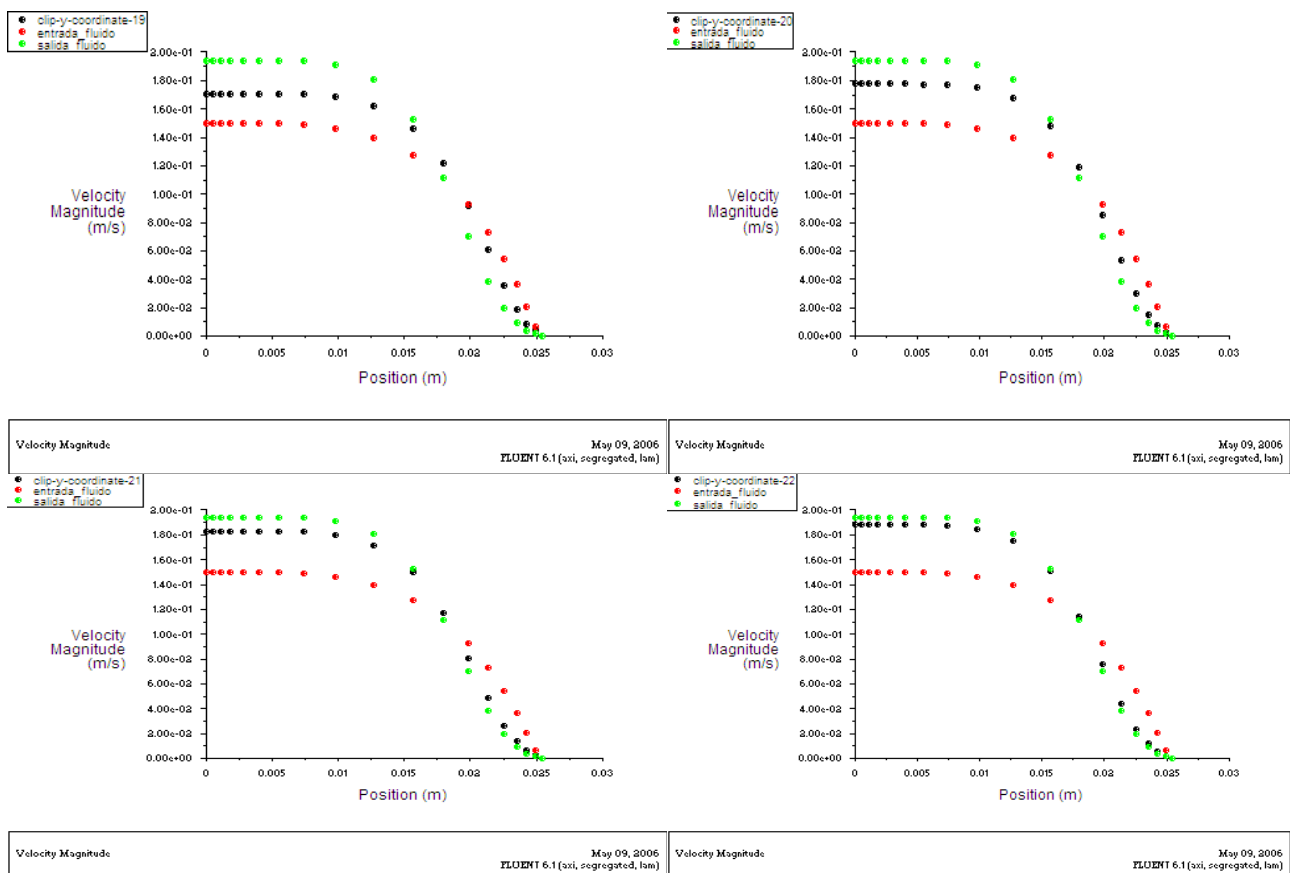
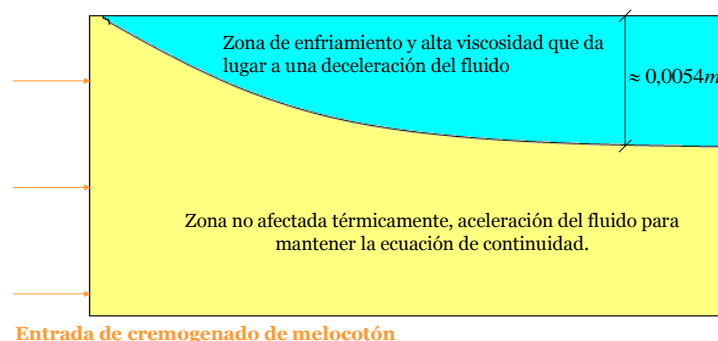


Figura 3.2: Evolución del perfil de velocidades desde la entrada a la salida. El perfil dibujado en rojo corresponde a la entrada y el verde a la salida, mientras que el perfil en negro corresponde a los perfiles de velocidad dibujados cada 500 mm y ordenados de izquierda a deracha.

Comparando los perfiles de entrada y salida obtenidos, así como la evolución del perfil que tiene lugar entre estos, podemos observar como a medida que el flujo de cremogenado se encuentra más alejado de la zona de entrada del cambiador y por lo tanto sufre un mayor enfriamiento, la zona próxima al eje de simetría se va acelerando adquiriendo velocidades cada vez mayores, mientras que la zona próxima a la pared se va decelerando a medida que el fluido se enfría.

Numéricamente comprobamos que el valor de la velocidad en el eje de simetría aumenta de $0,15 \text{ m/s}$ en la entrada a $0,194 \text{ m/s}$ en la salida, mientras que el efecto en la zona próxima a la pared el efecto es el contrario disminuyendo la velocidad de $0,02 \text{ m/s}$ a $0,00417 \text{ m/s}$ al encontrarnos a una distancia del eje de $0,0243 \text{ m}$. Comprobando, de esta manera, la importancia de las variaciones en el flujo que se producen al verse influido el índice de consistencia con la temperatura.

Estas variaciones de la velocidad son debidas a que a medida que nos alejamos de la entrada, el índice de consistencia, al enfriarse el fluido, va aumentando cada vez más su valor. Este incremento implica que el fluido adquiere una viscosidad aparente cada vez mayor en la región próxima a la pared de intercambio que dificulta el flujo en esta zona. A su vez, y dado que la conductividad térmica del cremogenado, como se verá más adelante, es bastante mala y la zona afectada térmicamente bastante reducida (región comprendida entre la pared de intercambio y $0,02 \text{ m}$ de distancia radial), el fluido de la zona próxima al eje apenas varía su temperatura y por lo tanto su índice de consistencia y su viscosidad aparente apenas varían, permaneciendo en valores próximos a los de la entrada a alta temperatura. Esto da lugar a que en la zona próxima a la pared, en la que el fluido se ve sometido a un aumento de su viscosidad, el flujo se decelere, y que, dado que ha de mantenerse la ecuación de la continuidad, pasando la misma cantidad de flujo por todas las secciones transversales del intercambiador, en la zona central del intercambiador se produzca una aceleración del flujo, manteniéndose de esta manera la continuidad del flujo. Esquemáticamente se puede representar:



Entrada de cremogenado de melocotón

Figura 3.3: Explicación esquemática del efecto que tiene la variación del índice de consistencia con la temperatura sobre la velocidad del fluido

Además la aceleración de las partículas de la región próxima al eje tiene lugar en forma de bloque, esta peculiaridad es debida al propio comportamiento reológico del cremogenado, en la que la viscosidad aparente del fluido se ve influenciada además de por la temperatura por la variación de la velocidad axial.

En la figura 3.4 se puede comprobar al observar la forma del perfil de velocidades desarrollado a la salida, la existencia, en la zona central, de una región en la que apenas existe variación de la velocidad axial (región comprendida entre 0 y 0,01 m de distancia radial) adquiriendo el perfil de velocidades en esta zona una forma aplanada, que va a motivar, como ya vimos en la parte teórica, la aparición de una región de alta viscosidad debida a la definición de la ley de potencia (ver figura 1.2 y figura 3.5) en la que el fluido se desplaza en forma de bloque, y en la que la distribución de la velocidad del fluido en esta zona, a diferencia de lo que ocurriría con un fluido newtoniano no se hace de forma progresiva aumentando a medida que nos aproximamos al eje, sino que, dada la alta viscosidad, se da en todas las partículas de esta zona por igual, acelerándose como si de un bloque se tratase.

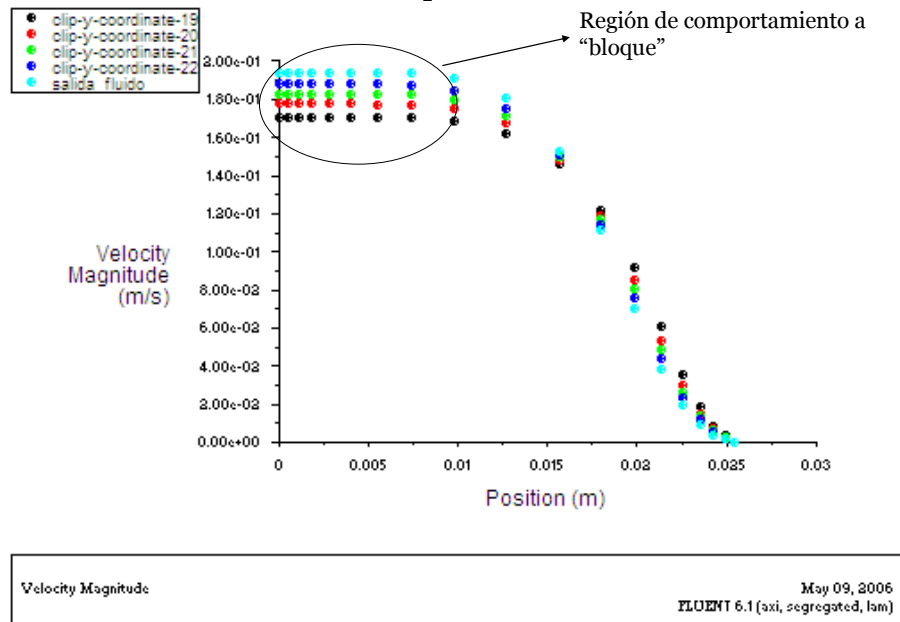


Figura 3.4: Región de alta viscosidad por variación pequeña de la velocidad axial

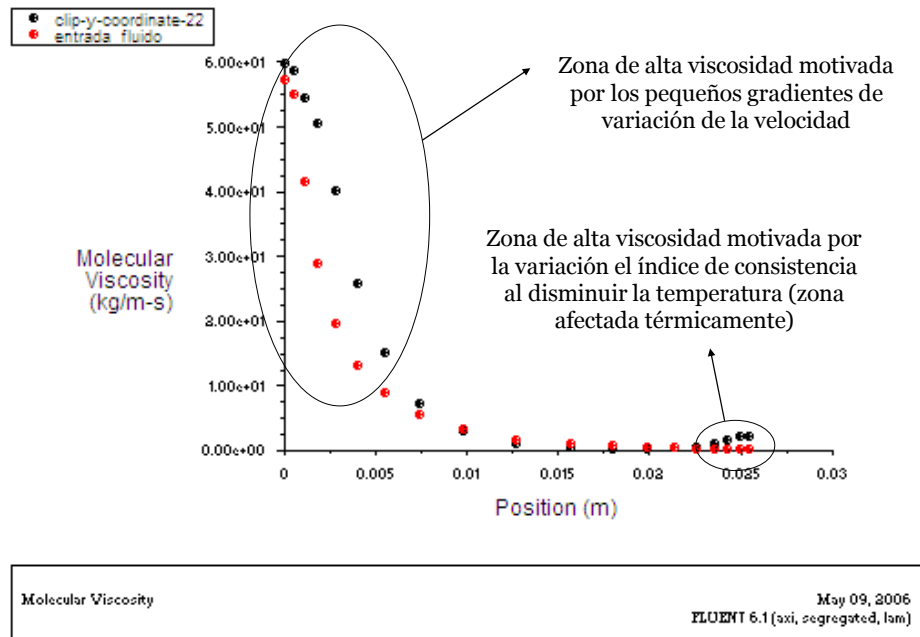


Figura 3.5: Variación de la viscosidad con la posición radial a la entrada y a la salida del intercambiador

En la figura 3.5 se observa como el comportamiento reológico del fluido hace que las bajas variaciones de velocidad axial den lugar a valores de viscosidad superiores a un orden de magnitud (recordemos que la viscosidad de la glicerina no supera la unidad) motivando un elevado esfuerzo cortante (1.1) entre las partículas de esta región que imposibilita el desplazamiento relativo entre estas y que motiva lo que antes hemos denominado como efecto de desplazamiento en bloque.

Por último hacer notar que existe una región de baja viscosidad comprendida entre las dos regiones de alta viscosidad (región comprendida entre 0,0125 y 0,02 m de distancia radial) motivada fundamentalmente por los fuertes gradientes de velocidad axial que tienen lugar en esta región. Haciendo una representación gráfica del valor de la derivada de la velocidad axial respecto la posición radial, y' (1.1), obtenemos:

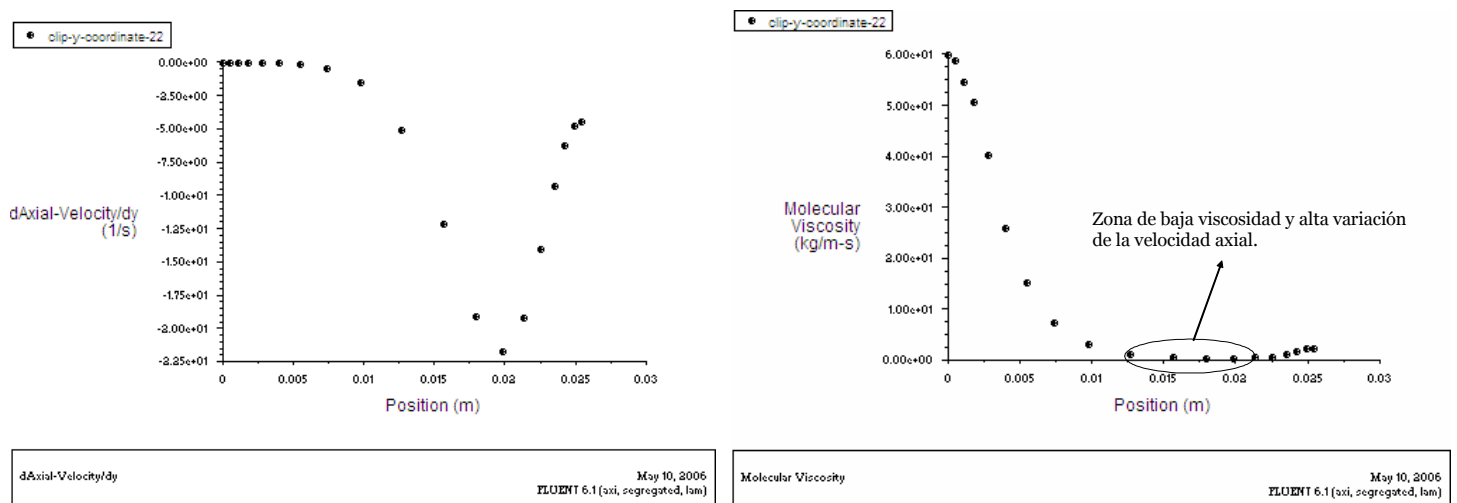


Figura 3.6: Derivada de la velocidad axial respecto la posición radial en la salida (izquierda) y variación de la viscosidad respecto a la posición radial en la salida (derecha).

Donde se comprueba que el mínimo de la viscosidad observado en la figura 3.6 corresponde la máxima variación, en valor absoluto, de la velocidad de deformación del fluido. Numéricamente se comprueba que el valor mínimo de la viscosidad tiene lugar en la posición radial 0,0199 m y equivale a 0,3765 $Kg/m\ s$, mientras que los valores de la viscosidad en el eje de simetría se hacen cada vez mayores cuando la derivada de la velocidad axial tiende a cero, encontrando el máximo en el propio eje de simetría donde el fluido adquiere una viscosidad de 59 $Kg/m\ s$.

Por lo tanto, y a modo de resumen, el perfil desarrollado por el cremogenado de melocotón al tener en cuenta la variación de la temperatura con el índice de consistencia puede dividirse en tres zonas, dos zonas de alta viscosidad y entre medias una zona de baja viscosidad. La primera zona de alta viscosidad se encuentra próxima al eje de simetría (región comprendida entre 0 y 0,01 m de distancia radial) y la alta viscosidad es motivada por los bajos gradientes de variación de la velocidad axial. La segunda zona de alta viscosidad se encuentra en la zona próxima a la pared de intercambio (región comprendida entre la pared de intercambio y 0,02 m de distancia radial), en la que se produce un incremento de la viscosidad motivado por el incremento del índice de consistencia debido al descenso de la temperatura del cremogenado. Y por último queda una zona central en la que el comportamiento reológico del fluido presenta una baja viscosidad motivado por las altas variaciones de velocidad axial existentes entre las dos regiones descritas anteriormente (región comprendida entre 0,0125 y 0.02 m de distancia radial).

Otra forma de observar el efecto de las variaciones producidas en el flujo durante el proceso de enfriamiento consiste en la definición de iso-superficies longitudinales definidas a lo largo del intercambiador. La definición de estas iso-superficies longitudinales a diferentes distancias del eje de simetría nos va a permitir observar la evolución de la velocidad de una partícula fluida a lo largo del intercambiador.

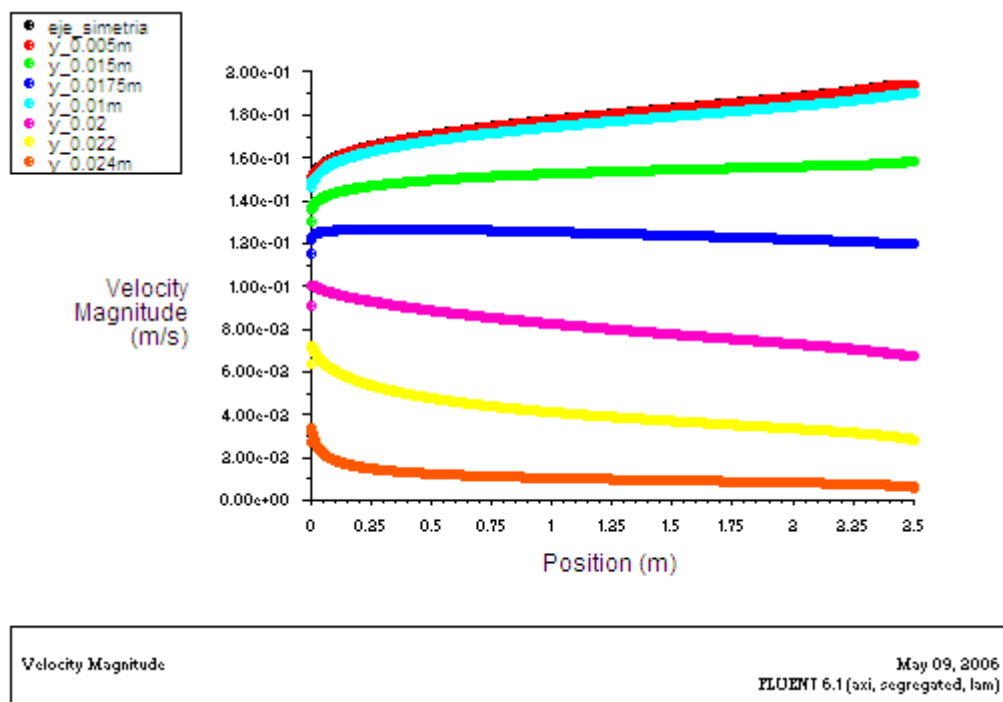


Figura 3.7: Evolución de la velocidad a lo largo del intercambiador de partículas fluidas a distintas distancias del eje de simetría.

Se observan diferentes evoluciones en el comportamiento de las partículas fluidas a lo largo de su paso por el intercambiador, así para las regiones próximas a la pared de intercambio comprobamos que se produce una deceleración brusca de las partículas a la entrada, donde el salto térmico es mayor, y una disminución progresiva de su velocidad a medida que atraviesan el intercambiador. A partir de la iso-superficie situada a una distancia del eje de simetría de 0,0175 m esta situación comienza a verse invertida y las partículas se aceleran bruscamente a la entrada y luego siguen acelerándose a medida que pasan por el cambiador compensando de esta manera la disminución del flujo que tiene lugar en la región afectada térmicamente, y manteniendo de esta forma la continuidad del flujo. Además se contempla como las partículas que se aceleran en la zona próxima al eje de simetría (hasta una distancia radial de 0,01 m) lo hacen en magnitudes muy similares motivadas por la fuerte resistencia a la cizalladura en dicha región, que como ya explicamos da lugar a un desplazamiento en forma de bloque del fluido.

A continuación se muestra de forma más detallada las variaciones longitudinales de la velocidad de cada una de las partículas por separado, de manera que nos permita hacernos una idea del orden de magnitud de estas variaciones. La evolución de las partículas próximas al eje de simetría al ser todas muy parecidas y encontrarse prácticamente solapadas se representan en el mismo gráfico.

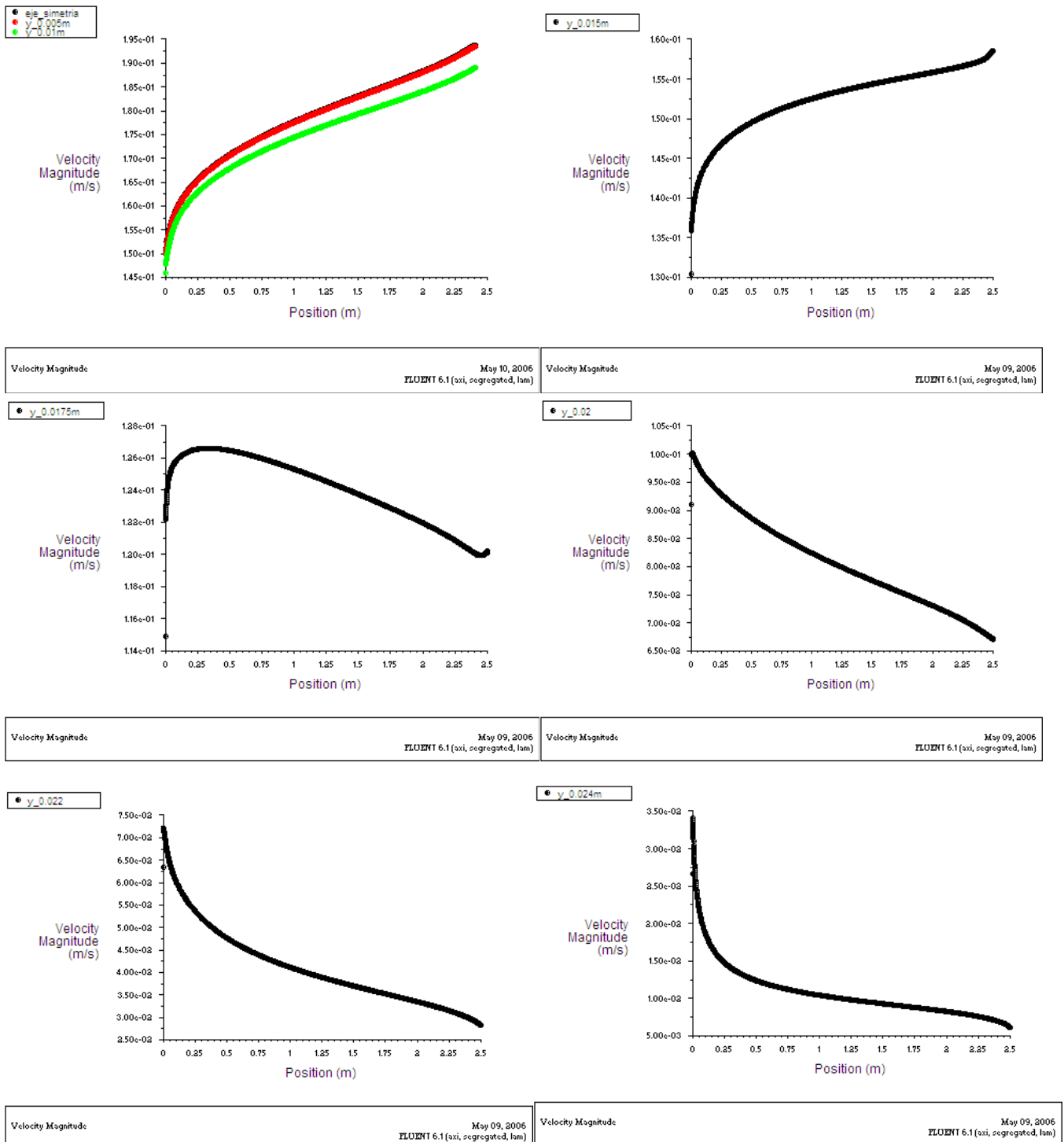


Figura 3.8: Evolución de la velocidad de las partículas fluidas a lo largo del intercambiador para distintas distancias radiales.

Al representar de manera individualizada la evolución de las distintas partículas se comprueba el cumplimiento de la ecuación de continuidad, y por lo tanto las regiones de deceleración próximas a las paredes de intercambio, inducen zonas de aceleración en las regiones que no se ven afectadas por la variación térmica del fluido.

De la figura 3.8 cabe destacar el comportamiento observado en la partícula situada a una distancia de 0,0175 m, que en la entrada se acelera para

luego progresivamente ir decelerándose hasta que en la salida se encuentra aproximadamente a la misma velocidad a la que entró. Esta disminución de la velocidad no está motivada, como en el caso de las partículas próximas a la región de intercambio, por una disminución de su temperatura, ya que esta partícula no se encuentra dentro de la zona afectada térmicamente, sufriendo una variación de su temperatura de apenas 2°C (fig. 3.8), variación que no afecta a su viscosidad y que hace que la viscosidad evolucione disminuyendo su valor en vez de aumentar.

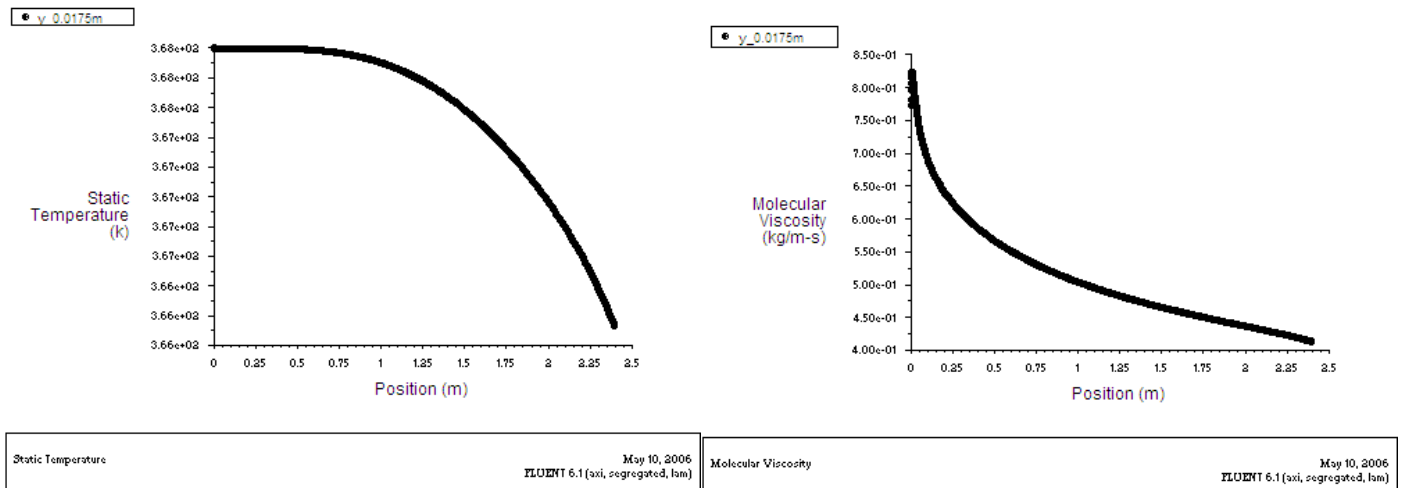


Figura 3.9: variación de la temperatura y de la viscosidad a lo largo del intercambiador a una distancia radial de 0,0175 m.

Esta disminución de la viscosidad se debe a que la partícula estudiada se encuentra en una región de baja viscosidad, en la que, como ya explicamos anteriormente, el fluido se encuentra entre dos regiones de alta viscosidad (fig. 3.6). Por un lado nos encontramos una la región afectada térmicamente, en la que el flujo incrementa su viscosidad y se decelera, induciendo a las partículas próximas a esta región a disminuir su velocidad, y por otro lado con una segunda zona de alta viscosidad, próxima al eje de simetría, en las que las partículas se están acelerando, motivando la aceleración de las partículas cercanas a esta región. Esto da como resultado una zona central en la que el fluido se ve sometido a fuertes variaciones de la velocidad axial que dan lugar a una disminución de su viscosidad, y en la que, en función de la proximidad a una de las dos regiones de alta viscosidad, las partículas se verán aceleradas o frenadas.

Por último, y dado que las regiones del flujo han sido definidas en función de su viscosidad aparente, queda representar la evolución de la viscosidad de cada una de las regiones:

Región próxima al eje de simetría (alta viscosidad): Como ya dijimos con anterioridad en esta región la velocidad axial del fluido apenas varía dando lugar a elevadas viscosidades aparentes.

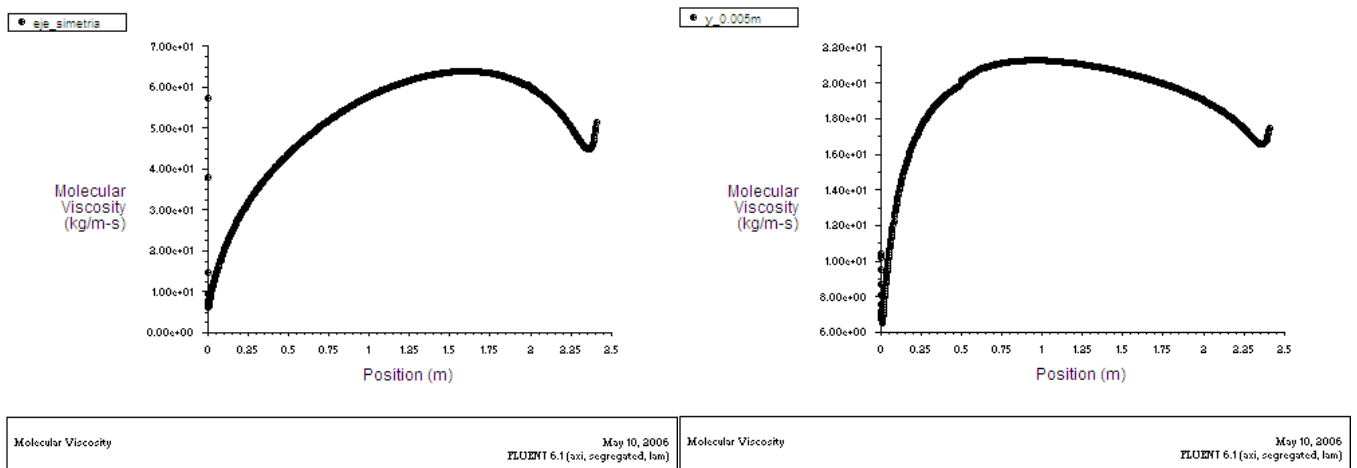


Figura 3.10: Variación longitudinal de la viscosidad en las posiciones próximas al eje de simetría.

La variación de la viscosidad aparente en estas regiones está motivada por la propia definición de la ecuación de la viscosidad (1.31), en la que, cuando la variación de la velocidad axial se encuentra próxima a valores nulos, hace que pequeñas variaciones la dicha velocidad induzcan grandes variaciones en la viscosidad aparente, dando lugar a una solución inestable para estos valores y una solución inestable de la viscosidad en la región próxima al eje de simetría. A continuación se muestra una gráfica donde se observa la variación de la velocidad axial.

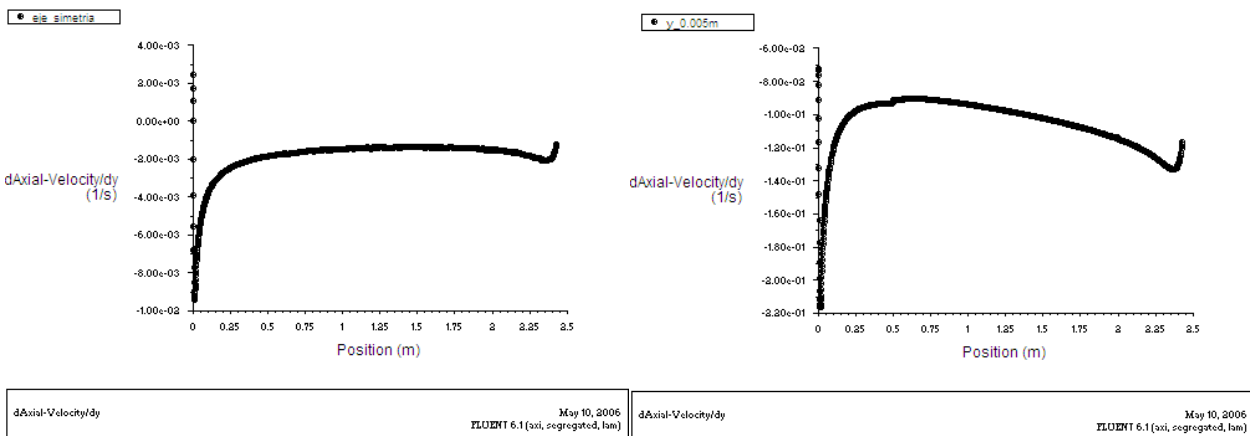


Figura 3.11: Variación de la velocidad axial en las zonas próximas al eje de simetría (eje de simetría y 0,005 m).

Según lo contemplado en la figura y los datos suministrados por Fluent, en la zona central del cambiador, las variaciones de la velocidad axial tienen lugar en la cuarta cifra significativa de los valores representados. Estas variaciones motivan cambios significativos en la viscosidad aparente que pasa de un valor menor de la unidad al comienzo del intercambiador a casi 70 Kg/m s en la zona central. Sin embargo, estas inestabilidades se encuentran muy localizadas y no influyen en la solución final, pues una viscosidad elevada incrementa el esfuerzo de cortadura, impidiendo el desplazamiento relativo entre partículas, efecto que ya se observa a viscosidades menores a las obtenidas en la zona próxima al eje de simetría.

Además los bajos valores de velocidad axial obtenidas en la entrada y en la salida del intercambiador motiva la aparición en la solución de pequeñas “pompas” de alta viscosidad en las regiones de entrada y salida del flujo, que son

motivadas, más que por el comportamiento reológico del fluido, por la propia definición matemática de la ecuación y que dan lugar a singularidades que no afectan a la solución final.

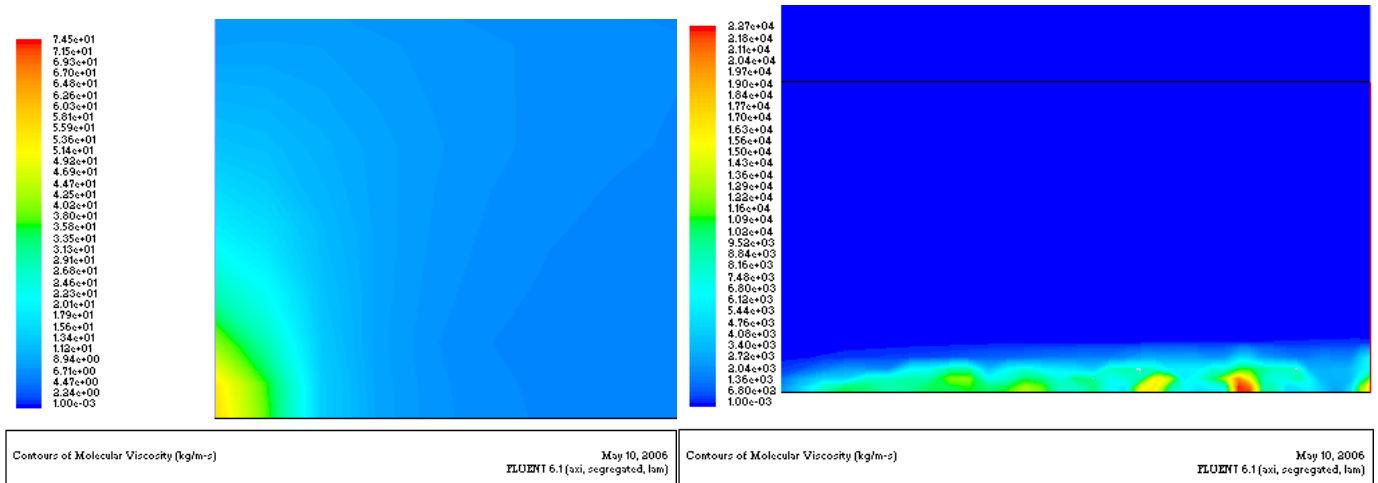


Figura 3.12: Picos de viscosidad en las regiones de entrada y salida del fluido.

También consideraremos como región de alta viscosidad la región comprendida hasta 0,01 m de distancia al eje de simetría, ya que los valores de la velocidad como pudimos ver en la figura 3.8 son muy similares a los que obteníamos en las otras dos regiones. Los valores de la viscosidad en esta región son algo menores, y a diferencia de lo que ocurría para los otros dos casos en esta región ya se empieza a apreciar, aunque de manera poco significativa, la disminución de la viscosidad motivada por el incremento de las variaciones de la velocidad de deformación, siendo a partir de esta distancia radial cuando salimos de la zona del perfil de velocidades que presenta una zona “aplanada” y por lo tanto de la región de alta viscosidad del eje de simetría.

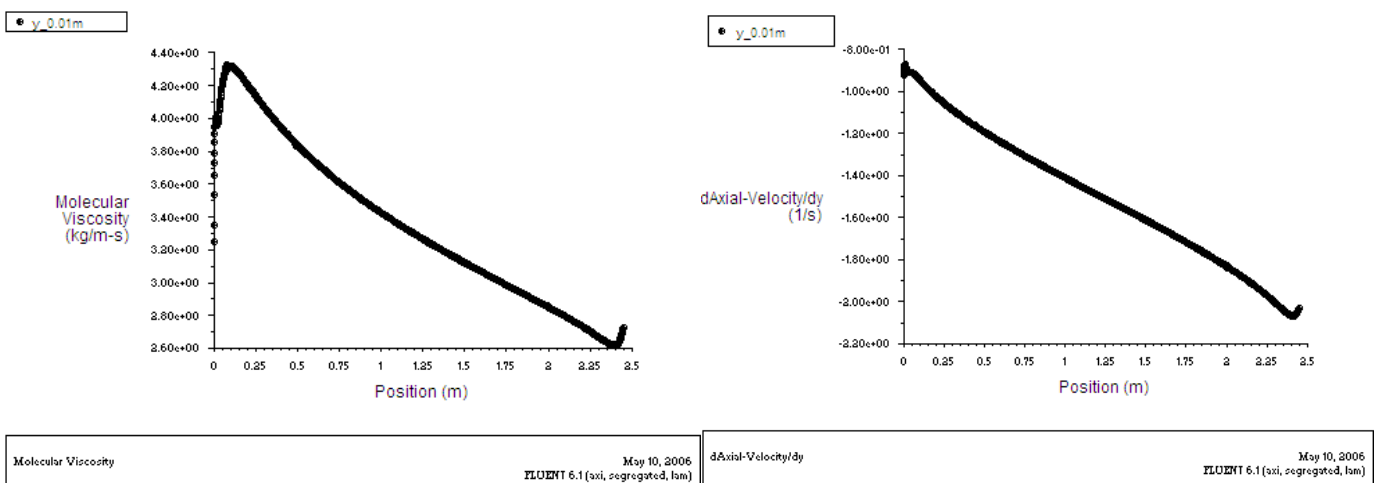


Figura 3.13: Variación longitudinal de la viscosidad y de la velocidad axial en la zona próxima al eje de simetría (0,01 m)

Se observa como la variación de la viscosidad en esta región es mucho menor que las observadas para las iso-superficies representadas anteriormente (fig. 3.10). También se comprueba que, aunque el valor de la viscosidad a esta distancia del eje de simetría es un orden de magnitud menor que la observada en los dos casos anteriores, esta sigue siendo lo suficientemente alta como para

que la velocidad de las partículas sigan siendo prácticamente idéntica a la velocidad en el eje, quedando comprobado la poca importancia de las inestabilidades en el valor de la viscosidad sufridas en el eje de simetría.

Región intermedia (baja viscosidad): Esta región se encuentra entre la región de alta viscosidad próxima al eje de simetría y la región de enfriamiento próxima a la pared de intercambio. El comportamiento reológico del cremogenado, en el que al aumentar la variación de la velocidad axial la viscosidad disminuye, hace que en esta región los valores de la viscosidad disminuyan, al encontrarse fuertes variaciones de velocidad en las que unas partículas se ven frenadas por la región fría y otras aceleradas por la región caliente.

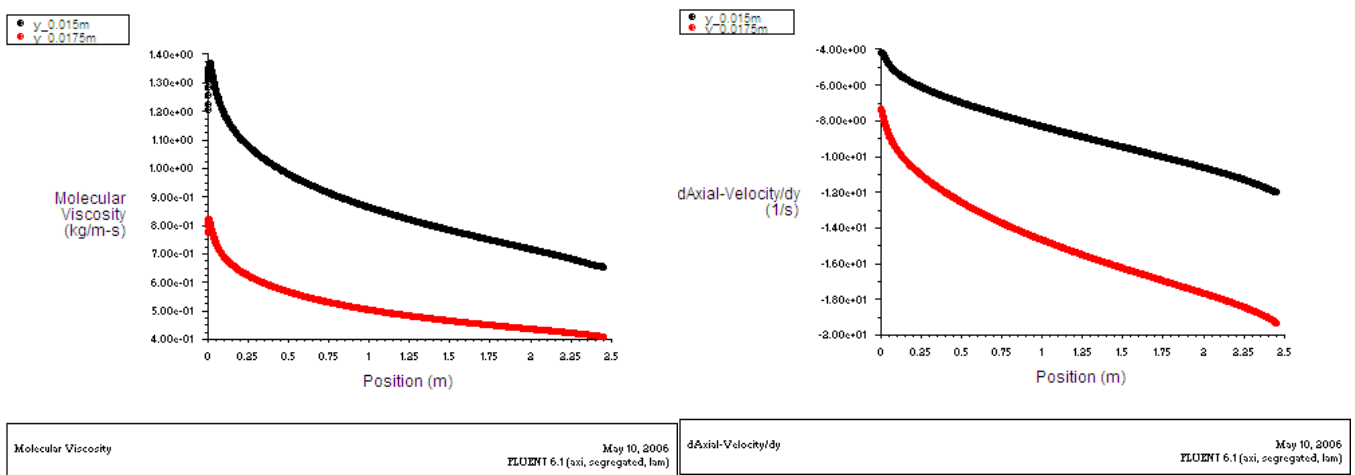


Figura 3.14: Variación longitudinal de la viscosidad y de la velocidad axial en la zona central del intercambiador (0,015 y 0,0175 m).

Siendo la región comprendida entre la posición de 0,0175 m y 0,02 m donde se obtienen unas viscosidades menores (en torno a 0,5 Kg/m s), ya que en esta región es donde se encuentran mayores variaciones de la velocidad axial (en torno a $1,8 \cdot 10^{-1}$ [1/s]) sin que estas variaciones se vean influidas por la disminución del índice de consistencia con la temperatura.

Región próxima a la pared de intercambio (alta viscosidad): Esta región es en la que tiene lugar el enfriamiento de la pasta de cremogenado. El enfriamiento de la pasta, y según la ecuación (1.2), produce un aumento del índice de consistencia, que a su vez motiva el incremento de la viscosidad aparente generando una segunda región de viscosidad elevada. El incremento de magnitud de la viscosidad se ve disminuido al encontrarnos en una región próxima a la pared, en la que el fluido pasa de velocidad nula en la pared a partículas en movimiento en un pequeño espacio, dado lugar a variaciones intensas de la velocidad axial que tienden a disminuir la viscosidad del fluido y que motiva que los valores adoptados por la viscosidad en esta región sean menores que los obtenidos en el eje de simetría.

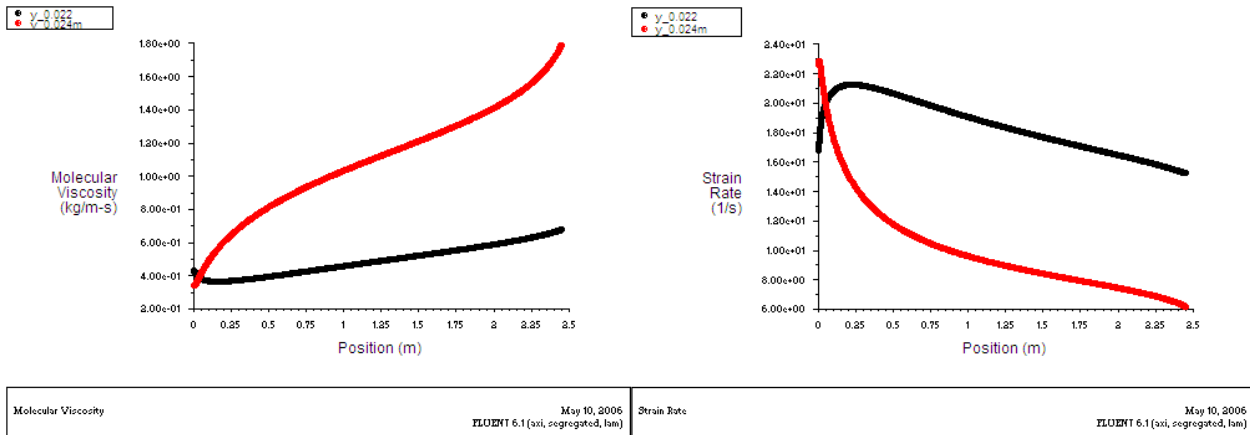


Figura 3.15: Variación longitudinal de la viscosidad y de la velocidad axial en la zona próxima a la pares de intercambio (0,022 y 0,024 m).

En los gráficos mostrados se observa como la viscosidad del cremogenado va aumentando a medida que pasa por el intercambiador, produciéndose un fuerte incremento de la viscosidad a medida que los efectos térmicos son mayores. Se puede comprobar que la viscosidad del cremogenado que se encuentra a una distancia de 0,022 m apenas presenta modificaciones, viéndose por lo tanto poco afectada térmicamente. Por el contrario se produce un rápido incremento de la viscosidad a medida que nos aproximamos a la pared de intercambio, obteniendo valores mucho mayores de la viscosidad cuando nos encontramos a 1,5 mm de la pared. Observamos también como el incremento del índice de consistencia produce una disminución de la variación de la velocidad axial motivada por la mayor dificultad que encuentran las partículas de esta región a su desplazamiento longitudinal.

Por último mencionar que la distancia 0,02 delimita el límite de la zona afectada térmicamente, presentando un leve aumento de la viscosidad al pasar por el intercambiador, que no evita que sea una de las regiones de más baja viscosidad.

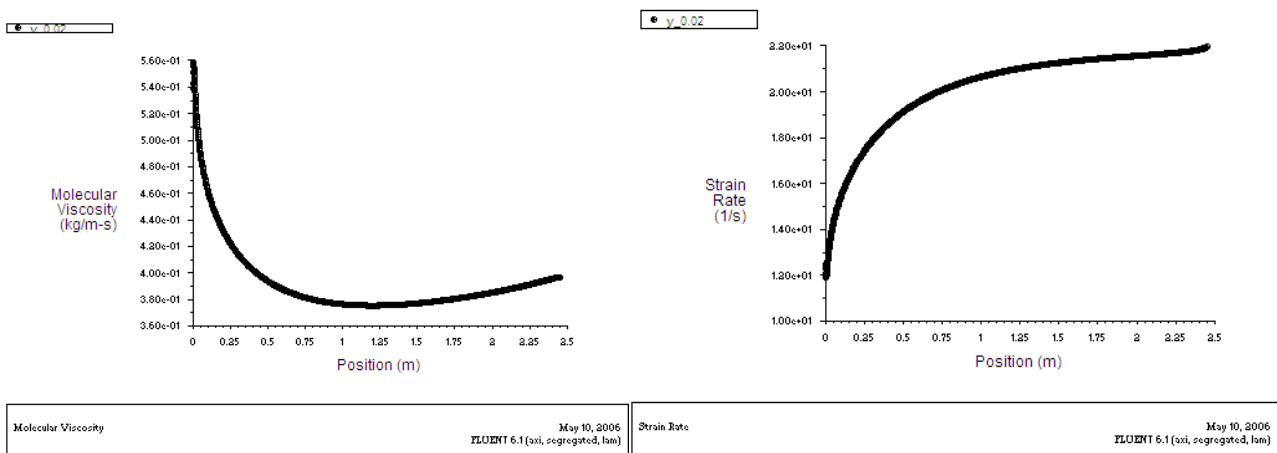


Figura 3.16: Variación longitudinal de la viscosidad y de la velocidad axial en la zona próxima a la pares de intercambio (0,02 m).

3.3.1.2 Caso 2º: Cremogenado con índice de consistencia independiente de la temperatura.

En este caso, a diferencia de lo que ocurría en el anterior, al despreciar el efecto de la temperatura sobre el índice de consistencia e imponer el perfil de entrada calculado teóricamente mediante un UDF conseguimos que el flujo desarrollado a lo largo del intercambiador sea constante, dando lugar a un flujo que no evoluciona a su paso por el intercambiador.

Haciendo una representación superpuesta de los perfiles desarrollados en cada una de las iso-clips definidas y comparándolo con el perfil de entrada impuesto por nosotros obtenemos que:

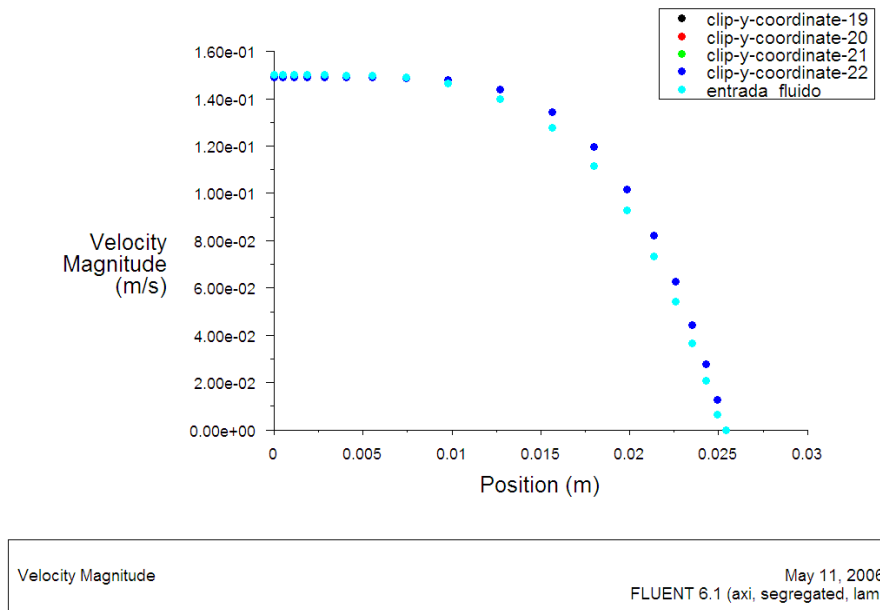


Figura 3.17: Perfil de velocidades desarrollado por el cremogenado de melocotón al no tenerse en cuenta la variación del índice de consistencia.

En la figura 3.14 se observa que en este caso el perfil de velocidades del flujo no presenta variaciones, solapándose los perfiles dibujados en las diferentes iso-clips y existiendo una pequeña variación con respecto al perfil de entrada impuesto teóricamente (ec. 1.12), que como ya vimos en el apartado de validación de datos, representa una mínima diferencia entre ambos.

También se puede observar en el perfil la existencia, en la parte próxima al eje de simetría, de una zona en la que el perfil presenta una forma aplanada, que va a dar lugar, al igual que ocurría para el caso anterior, a escasas variaciones de la velocidad axial y por lo tanto a elevadas viscosidades en esa parte.

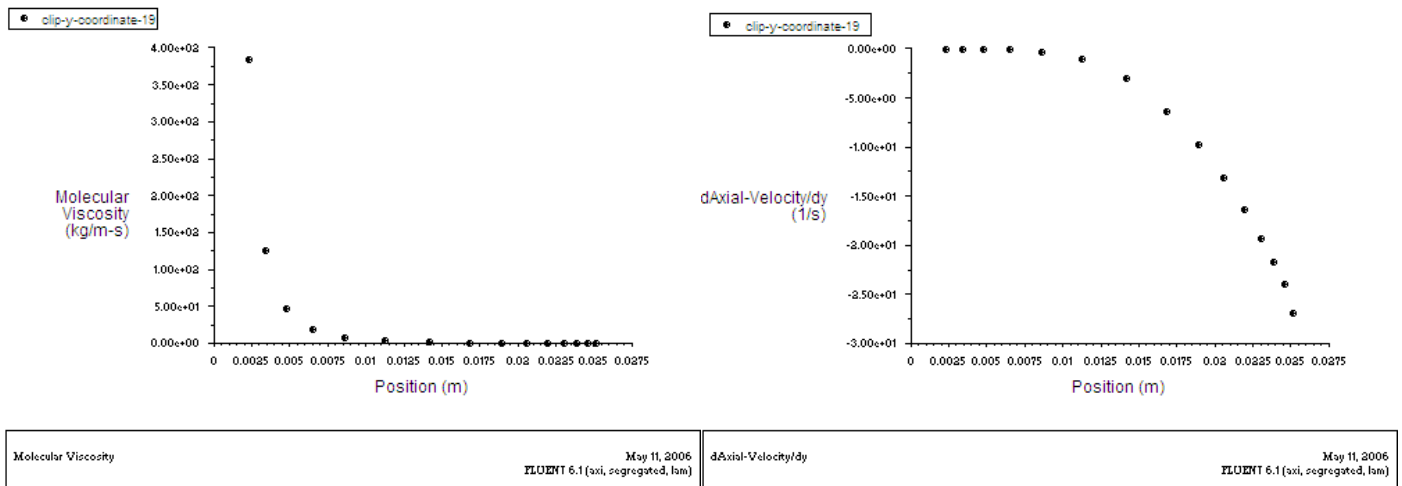


Figura 3.18: Derivada de la velocidad axial respecto a la posición radial en la salida (izquierda) y variación de la viscosidad respecto a la posición radial en la salida (derecha).

Observamos como a diferencia de la gráfica mostrada en la figura 3.6 en este caso la derivada de la velocidad axial, varía de forma parabólica, obteniendo los mayores valores en las regiones próximas a la pared, donde existe una mayor variación de dicha velocidad al pasar las partículas de la condición inicial de no desplazamiento en la pared al desplazamiento de las partículas en la siguiente capa. Numéricamente se comprueba que el mínimo valor de la viscosidad es $0,3 \text{ Kg/m s}$, valor que se obtiene en la pared del intercambiador y no en la región intermedia como ocurría en el caso anterior, al tener en cuenta la variación del índice de consistencia con la temperatura. Por lo tanto en este caso podemos diferenciar tan solo dos zonas, una de alta viscosidad próxima al eje de simetría (región comprendida entre el eje de simetría y $0,013 \text{ m}$ de distancia radial) en la que la viscosidad se encuentra por encima de la unidad y una de baja viscosidad, motivada por las fuertes variaciones de la velocidad axial debido al no desplazamiento de las partículas en la pared.

Al realizar el estudio de la variación de las propiedades del flujo longitudinalmente se observa que estas se mantienen constantes a lo largo de todo el recorrido del intercambiador, no existiendo para este caso regiones de deceleración del flujo por enfriamiento de la pasta de cremogenado que también hace que no existan regiones de aceleración del flujo para el mantenimiento de la continuidad en el flujo. Por lo tanto al representar la variación de la velocidad en las iso-superficies longitudinales definidas a lo largo del intercambiador obtenemos:

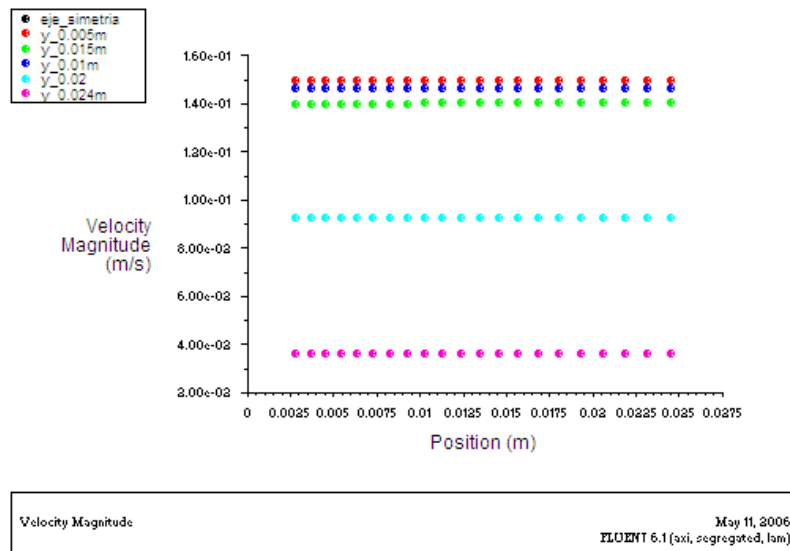


Figura 3.19: Evolución de la velocidad a lo largo del intercambiador de partículas fluidas a distintas distancias del eje de simetría.

Por lo que la velocidad del flujo de una partícula fluida de cremogenado, en este caso, depende exclusivamente de su distancia al eje de simetría, diferenciándose del caso anterior en el que además dependía del proceso de enfriamiento al que se encontraba sometida.

Analizando la variación longitudinal de la viscosidad a lo largo del intercambiador obtenemos el mismo resultado, dicha evolución permanece constante a lo largo de todo el intercambiador, viéndose influida tan solo, por la distancia radial a la que se encuentra definida la iso-superficie.

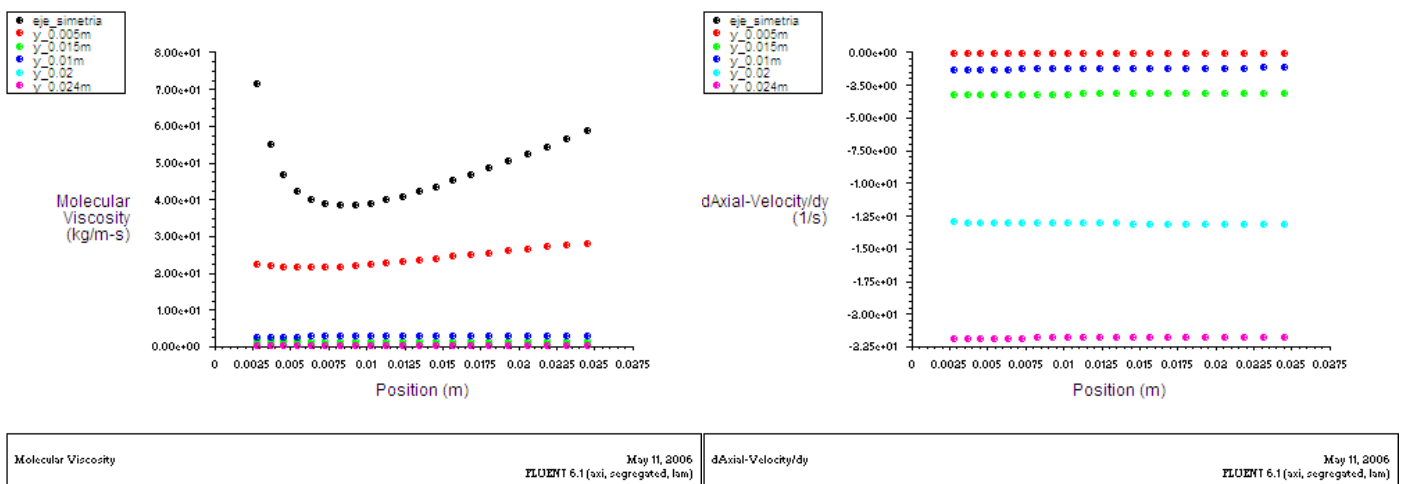


Figura 3.20: Variación longitudinal de la viscosidad y de la velocidad axial.

Se observa como para las zonas alejadas del eje de simetría, en las que la variación de la velocidad axial es mayor, la viscosidad sigue una línea recta, manteniéndose constante a lo largo de todo el intercambiador. Sin embargo, en las regiones próximas al eje de simetría (hasta 0,005m del mismo) donde la variación de la velocidad es prácticamente nula, tienen lugar inestabilidades en la resolución de la ecuación de la viscosidad, en la que pequeñas variaciones en la resolución de la velocidad axial, motivan elevados cambios en la viscosidad, dando lugar a una solución no lineal en esta zona, y por lo tanto, dando lugar a un resultado que se aleja de la solución teórica. También, motivado por la

inestabilidad de la resolución de la ecuación, se observan la formación de pequeñas pompas de alta viscosidad en algunas regiones próximas al eje de simetría, regiones de pequeño tamaño que, como ya vimos en el caso anterior, no afectan a la solución final obtenida.

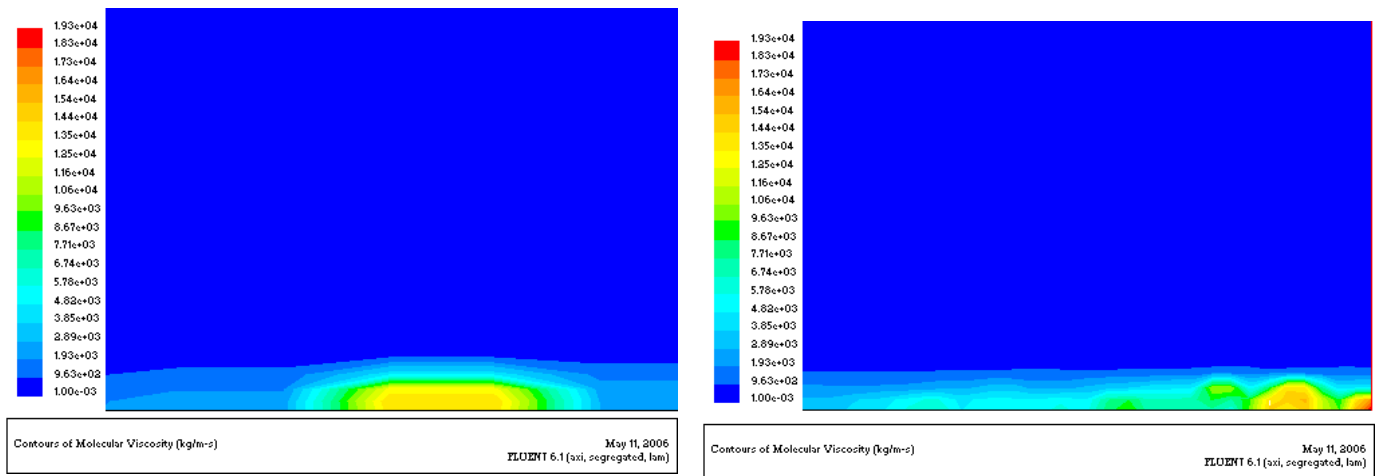


Figura 3.21: Picos de viscosidad en las regiones de entrada y salida del fluido.

3.3.1.3 Caso 3º: Fluido newtoniano.

En este caso, además de despreciar los efectos de la temperatura sobre el índice de consistencia se va a simular un fluido cuya viscosidad no depende de la variación de la velocidad axial, permaneciendo constante en toda la sección transversal y longitudinal del cambiador, y por lo tanto simulando un fluido newtoniano, en la que la viscosidad es directamente proporcional a la velocidad de deformación y al esfuerzo de cortadura.

En este caso el perfil de entrada impuesto por medio del UDF ha de ser modificado para que corresponda al de un fluido newtoniano, sustituyendo para ello el índice de comportamiento del flujo que para el cremogenado de melocotón era $n = 0,276$, al índice correspondiente a fluidos newtonianos $n = 1$. Realizada esta modificación observamos la forma del perfil de velocidades calculado para cada una de las iso-clips definidas.

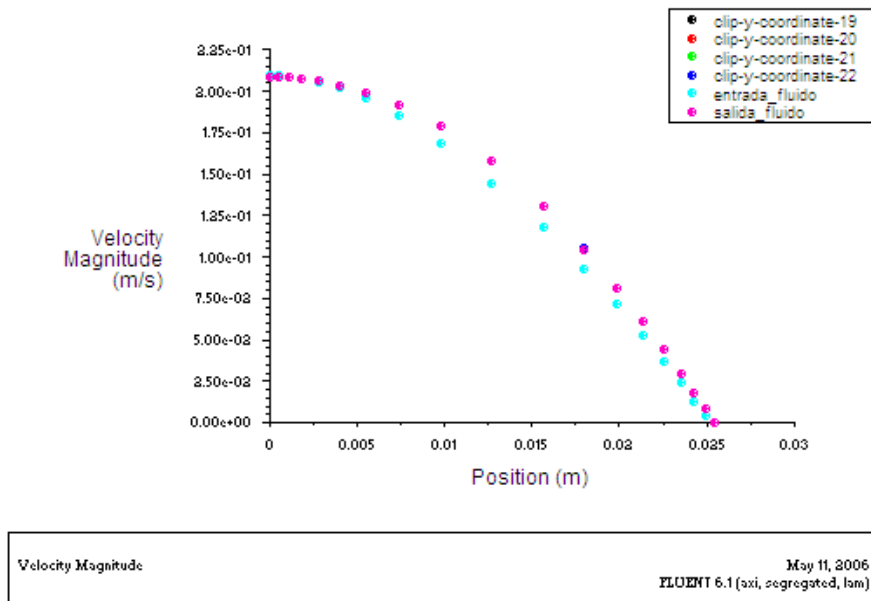


Figura 3.22: Perfil de velocidades desarrollado por un fluido newtoniano de viscosidad igual a la viscosidad media obtenida durante el procesado térmico del cremogenado.

Se observa un flujo desarrollado en el que el perfil de velocidades se mantiene constante a su paso por el intercambiador, no apareciendo tampoco en esta ocasión las regiones de deceleración ni de aceleración observadas en el primer caso. Se puede observar que, al igual que ocurría para el caso anterior, el perfil impuesto teóricamente por medio del UDF y el perfil calculado por Fluent en las diferentes secciones transversales definidas, no coinciden exactamente, habiendo una pequeña diferencia entre ambas soluciones.

También, y a diferencia de los dos casos anteriores, este perfil se caracteriza por ser más parabólico, no presentando una región aplanada en la zona próxima al eje de simetría, que da lugar a una distribución más uniforme de la variación de la velocidad axial, y cuya forma coincide con la que se estudió teóricamente.

La solución hallada no presenta variaciones de la viscosidad ni longitudinalmente ni axialmente, permaneciendo constante a lo largo de todo el intercambiador, situación lógica por la propia definición de fluido newtoniano, y que hace que no sea necesario un estudio detallado como el realizado en los casos anteriores, al tener poco interés y ser conocido el resultado.

3.3.1.4 Comparación de los perfiles de velocidad desarrollados en los tres casos.

En este último apartado de estudio del flujo se va a representar de manera superpuesta los perfiles de velocidad obtenidos para cada uno de los tres casos anteriores pudiendo de esta manera comparar la forma de cada uno de ellos. Es importante hacer notar que en los tres casos el flujo volumétrico de entrada al cambiador es el mismo, por lo que una suma del valor numérico de la velocidad de todos los puntos obtenidos en el gráfico habría de dar una misma velocidad media.

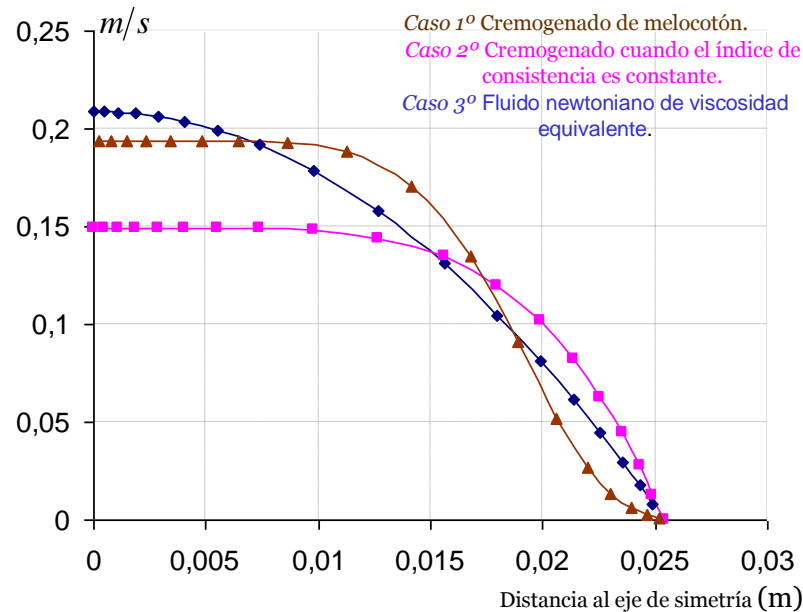


Figura 3.23: Representación gráfica del perfil de velocidades desarrollado a la salida del conducto circular del intercambiador por el cremogenado de melocotón frente a los perfiles de velocidades desarrollados por el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y por un fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

Al realizar la representación gráfica de los tres casos observamos como existen apreciables diferencias entre los perfiles desarrollados teóricamente y el perfil real obtenido al no despreciar ninguna de las propiedades no-newtonianas que rigen el comportamiento reológico del fluido.

Así al realizar la primera simplificación, en la que el índice de consistencia no depende de la temperatura de la pasta del cremogenado, se obtiene un perfil de velocidades que permanece constante a lo largo de su recorrido por el intercambiador, y que, al no verse influida la viscosidad con la variación de la temperatura, no presenta una región de alta viscosidad próxima a la pared de intercambio que, como ya fue comentado, motivaba una deceleración del fluido en esta región y una aceleración en la zona próxima al eje de simetría. Todo esto hace que al realizar la primera simplificación, el perfil obtenido se encuentre alejado del caso real, tanto en la región próxima a la pared como en la región próxima al eje de simetría, obteniendo una desviación numérica de los valores de la velocidad axial incluso mayor a la obtenida al dibujar el perfil newtoniano, y por lo tanto siendo una mala solución para el estudio del flujo en estado laminar cuando este se ve sometido a cambios de temperatura.

En el perfil newtoniano los valores numéricos de la velocidad se encuentran mucho más próximos al perfil definido por el cremogenado, no obstante, en este caso desaparece la forma aplanada de los dos perfiles anteriores, en donde la variación de la velocidad es prácticamente nula, que, en el caso de no permanecer constante la viscosidad, daría lugar a una zona de mala transferencia de calor debido a la alta viscosidad obtenida. Con este perfil no se tiene en cuenta estas variaciones de viscosidad y por lo tanto da lugar a una mala aproximación para la simulación de intercambiadores de calor.

A continuación se va a realizar una representación similar a la realizada en el caso anterior, en la que en vez de comparar el perfil de velocidad vamos a comparar la variación de la viscosidad en una sección transversal.

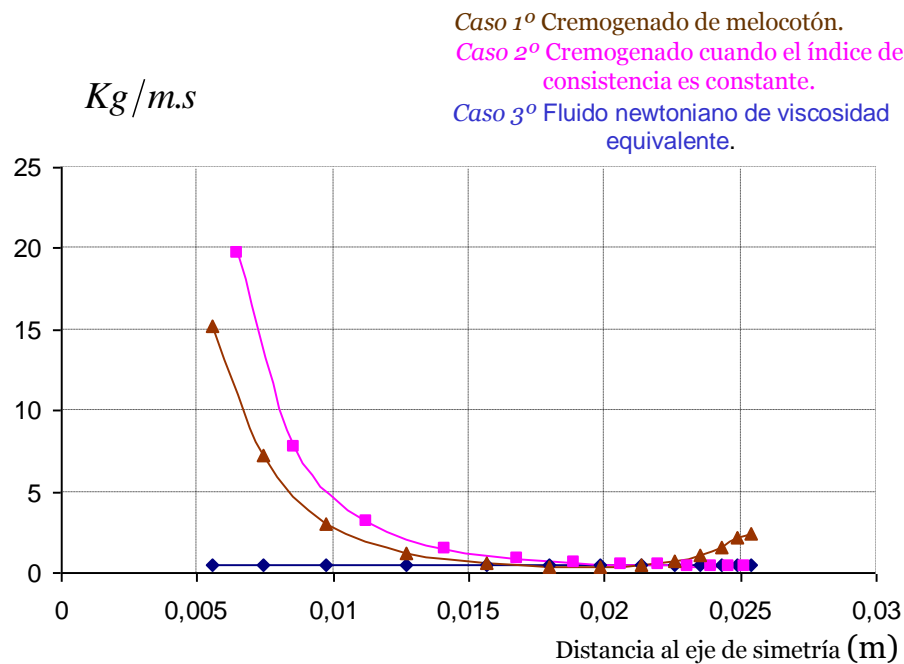


Figura 3.24: Representación gráfica la viscosidad desarrollada por el cremogenado de melocotón en la sección transversal de salida del conducto circular del intercambiador frente a las viscosidades desarrolladas por el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y por un fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

Al realizar la representación gráfica han sido eliminados los valores próximos al eje de simetría, en los que la resolución de la ley de potencia presenta inestabilidades que dan lugar a valores elevados de la viscosidad que son poco significativos y que imposibilitan la buena visualización del resto de datos de la gráfica.

Al observar los resultados obtenidos de representar la variación de la viscosidad con el eje de simetría se puede apreciar diferencias sustanciales en la forma de los perfiles de viscosidad.

Cuando no tenemos en cuenta la variación del índice de consistencia, a diferencia de lo que ocurría con el perfil de velocidad, los valores numéricos obtenidos para la viscosidad se encuentran bastante próximos a los resultados obtenidos en el caso real. Aunque, al realizar la simplificación, estos valores son ligeramente superiores a los que obtendríamos si tuviésemos en cuenta las propiedades reológicas reales del cremogenado. Este hecho está motivado por la existencia de mayores gradientes de variación de la velocidad axial (fig. 3.25) en el caso real, debidos a la aceleración o deceleración de las partículas en función de la distancia al eje de simetría.

También al despreciar la variación del índice de consistencia, minoramos los valores de la viscosidad obtenidos en la zona próxima a la pared de intercambio, valores que aumentan en el caso real debido al enfriamiento de la pasta.

En el caso del flujo newtoniano, los valores numéricos de la viscosidad permanecen constantes para todo el perfil, y por lo tanto despreciando las variaciones de viscosidad que existen durante el proceso, dando lugar a una mala aproximación numérica en este apartado.

A modo de conclusión, podemos afirmar que ninguna de las dos aproximaciones se acercan al comportamiento reológico del cremogenado de melocotón, al obtener una mala aproximación numérica en el perfil de velocidades para el primer caso y en la variación de la viscosidad en el segundo, no siendo posible la adopción de ninguna de las simplificaciones propuestas en este apartado a la hora de realizar una buena caracterización del flujo.

3.3.2 Estudio comparativo de la caída de presión obtenida en cada caso.

En este apartado se compara la caída de presión que se obtiene durante el proceso de enfriamiento del cremogenado de melocotón en cada uno de los casos de partida, de los que al igual que ocurría para el caso de la velocidad, se desconoce el resultado teórico de la caída de presión del cremogenado de melocotón cuando se tienen en cuenta todas sus propiedades reológicas. Para los dos casos restantes sí se conocen ecuaciones analíticas de la caída de presión, por lo que es posible la comparación de los resultados obtenidos teóricamente con los obtenidos al realizar la simulación en Fluent.

Además, para los casos simplificados, al tratarse de flujos desarrollados en los que se han eliminado los efectos de entrada mediante la programación de los UDFs que imponen los perfiles de velocidad a la entrada, la caída de presión ha de ser lineal a lo largo del intercambiador, no pudiendo hacerse la misma hipótesis de partida para el primer caso, al encontrarnos con un perfil de velocidad que evoluciona en función de la temperatura a la que se encuentre la pasta de cremogenado.

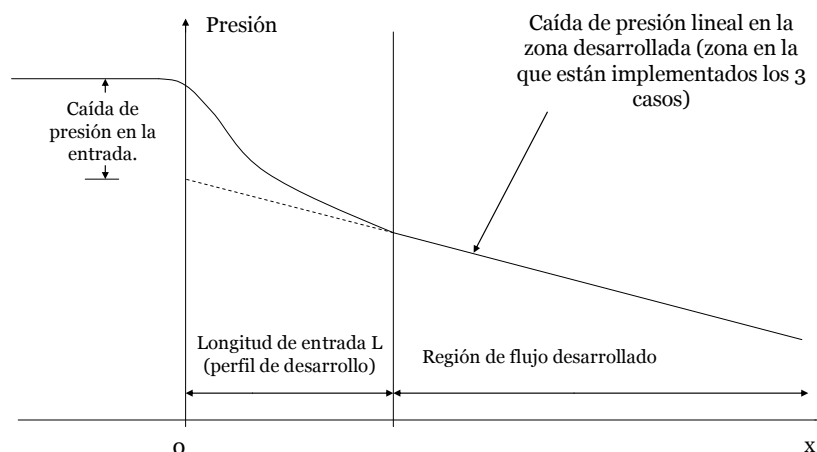


Figura 3.25: Variación de la presión en la entrada de un conducto
(F. M. White, Ed. 2002)

Por lo tanto, para poder realizar el estudio de la evolución de la caída de presión en el primer caso y poder comparar los resultados obtenidos con el

resto, se definen nueve iso-clips transversales dispuestas cada 0,25 m en la dirección longitudinal del intercambiador, a partir de las cuales, se obtienen los valores de la caída de presión en diferentes puntos, valores que van a permitir realizar la representación gráfica de la caída de presión a lo largo de la sección anular.

Al tratarse de un flujo cuyos vectores de velocidad solo tiene componente axial, y por lo tanto componente radial nula, los valores obtenidos en las secciones transversales definidas mediante iso-clips darán el mismo valor en todos los puntos de sección, existiendo tan solo una dependencia de la caída de la presión con el desplazamiento longitudinal y no transversal. Realizando una Area-Weighted Average de la presión estática en cada iso-clip definida y representándola gráficamente tenemos:

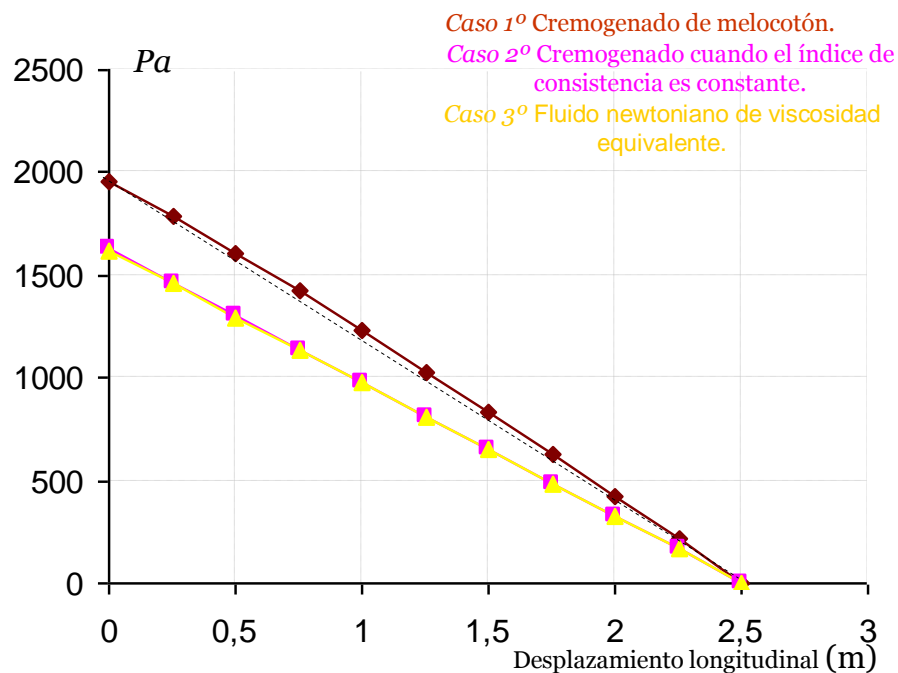


Figura 3.26: Representación gráfica la caída de presión a lo largo del intercambiador de calor desarrollada por el cremogenado de melocotón frente a la caída de presión desarrolladas por el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y por un fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

Al realizar la representación gráfica observamos como al realizar las simplificaciones en el comportamiento reológico del cremogenado de melocotón se obtienen unos valores menores a los reales, que para la caída de presión total induce una diferencia de 337 Pa sobre el valor real, minorando por tanto en un 21 % la caída total de la presión para estas condiciones de entrada siendo preciso la consideración de las propiedades reológicas del fluido para una buena selección de la bomba de impulsión.

También se observa que la caída de presión para el caso real presenta una pequeña curvatura, dando lugar a una evolución parabólica de los valores obtenidos. Este resultado es debido a que a medida que el fluido se enfría y se vuelve más viscoso las caídas de presión se hacen mayores, ya que el aumento de la viscosidad del fluido al aproximarnos a la salida hace que este presente una mayor resistencia al flujo que, a su vez, motiva una mayor pendiente de la caída

de presión y que da lugar a un perfil parabólico. En este caso la evolución parabólica de la caída de presión es prácticamente inapreciable debido al escaso enfriamiento sufrido por la pasta.

Para los casos simplificados la caída de presión es lineal, al tratarse de flujos completamente desarrollados que como ya vimos en la figura 3.25 dan lugar a este tipo de comportamiento. Además la caída de presión en ambos casos es idéntica, resultado razonable, si tenemos en cuenta que la viscosidad del fluido newtoniano fue definida para que fuese equivalente a la viscosidad media desarrollada por el cremogenado de melocotón.

Por último vamos a realizar un análisis numérico que compare los resultados obtenidos al emplear las ecuaciones analíticas de los casos simplificados con las soluciones obtenidas de la caída de presión. Para ello en primer lugar es necesario establecer las ecuaciones analíticas que sirven para calcular la caída de presión en los dos últimos casos y que para el caso del fluido newtoniano es (3.3):

$$(p_1 - p_2) = \frac{32\eta v_{x_{av}}(L_2 - L_1)}{D^2} \quad (3.3)$$

Mientras que la ecuación analítica que define la caída de presión para el fluido no newtoniano e índice de consistencia independiente de la temperatura en función de la velocidad media del fluido se obtiene despejando de la Ec. 16 Anex. II el valor de la caída de presión:

$$(p_1 - p_2) = 2K_b L \left[\left(\frac{3n+1}{n} \right) \frac{v_{x_{av}}}{R_o^{(n+1)/n}} \right]^n \quad (3.4)$$

Donde $v_{x_{av}} = 0,105 \text{ m/s}$, el índice de consistencia corresponde al valor medio calculado en el apartado de implementación y el resto de valores han sido tomados de la tabla 3.1.

Aplicando las ecuaciones y comparándolas con los valores obtenidos al simular en Fluent los tres casos y realizar un Area-Weighted Average de la presión a la entrada obtenemos:

| | Fluent <i>Area-Weighted Average</i> (Pa) | Ecuaciones analíticas (Pa) |
|---------------|--|-------------------------------|
| Caso 1º | 1962 | -- |
| Caso 2º (3.3) | 1626 | 1640 |
| Caso 3º (3.2) | 1624 | 1634 |

Tabla 3.2: Valores de la pérdida de carga en la conducción circular para el cremogenado de melocotón para el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y para el fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

Por lo tanto y como ya se dijo al principio del estudio la simplificación de las propiedades del cremogenado induce una minoración de la caída de presión real obtenida en el conducción circular.

Además a partir de los resultados obtenidos se comprueba que una buena selección de la viscosidad media del cremogenado permite obtener valores numéricos prácticamente idénticos de la caída de presión al simular y al aplicar las ecuaciones analíticas específicas del cremogenado de melocotón y al hacerlo con las propias del fluido newtoniano. También se observa que los resultados obtenidos analíticamente son algo mayores que los obtenidos al simular en Fluent y por tanto presentan una mayor proximidad al caso real.

3.3.3 Estudio comparativo de la transferencia de calor obtenida en cada caso.

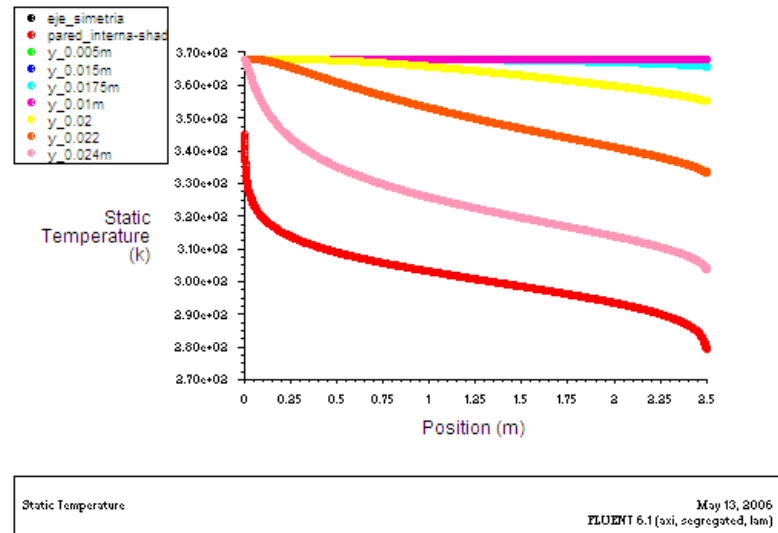
En este último estudio se van a comparar los efectos que las propiedades no newtonianas del cremogenado ejercen sobre la transferencia de calor durante el proceso de enfriamiento de la pasta. Para ello en primer lugar realizaremos un estudio de cada uno de los casos, para luego, como ya hemos hecho en los estudios anteriores, comparar los resultados obtenidos.

En este caso, al igual que pasaba en los anteriores las ecuaciones analíticas de la transferencia de calor para el primer caso son desconocidas, siendo preciso la realización de un cálculo iterativo que permita ir modificando el índice de transferencia a medida que la pasta se va enfriando y que de esta manera permita obtener un valor real de la transferencia de calor obtenida durante el proceso, motivando de esta amera la simulación en Fluent. Para los otros dos casos en la que la variación del índice de consistencia no es tenida en cuenta, existen ecuaciones que permiten el cálculo de la transferencia de calor y que serán empleadas para comparar los valores obtenidos en Fluent y los valores obtenidos teóricamente por las ecuaciones.

Para llevar a cabo el estudio se definen iso-clips transversales e iso-superficies longitudinales intercaladas a lo largo del intercambiador que nos va a permitir observar la evolución de la temperatura y de la transferencia de calor a lo largo de todo el intercambiador.

3.3.3.1 Caso 1º: Cremogenado de melocotón.

En primer lugar vamos a representar la evolución de la temperatura de partículas fluidas a una determinada distancia radial a lo largo del intercambiador. Esta representación nos va a permitir determinar a partir de qué distancia radial las partículas se ven influidas térmicamente por el fluido refrigerante, ya que como observaremos a raíz de los resultados obtenidos existen regiones en las que la pasta de cremogenado apenas ve variada su temperatura.



3.27: Evolución de la temperatura a lo largo del intercambiador de partículas fluidas a distintas distancias del eje de simetría.

Los resultados obtenidos al realizar la representación gráfica del enfriamiento que sufren las partículas a distintas distancias radiales muestran que, con las condiciones de entrada impuestas en el intercambiador, la mayor parte de la transferencia del calor tiene lugar en la zona próxima a la pared intercambio, mientras que el resto de la pasta de cremogenado apenas ve variada su temperatura. Realizando una representación individualizada de cada una de las partículas tenemos:

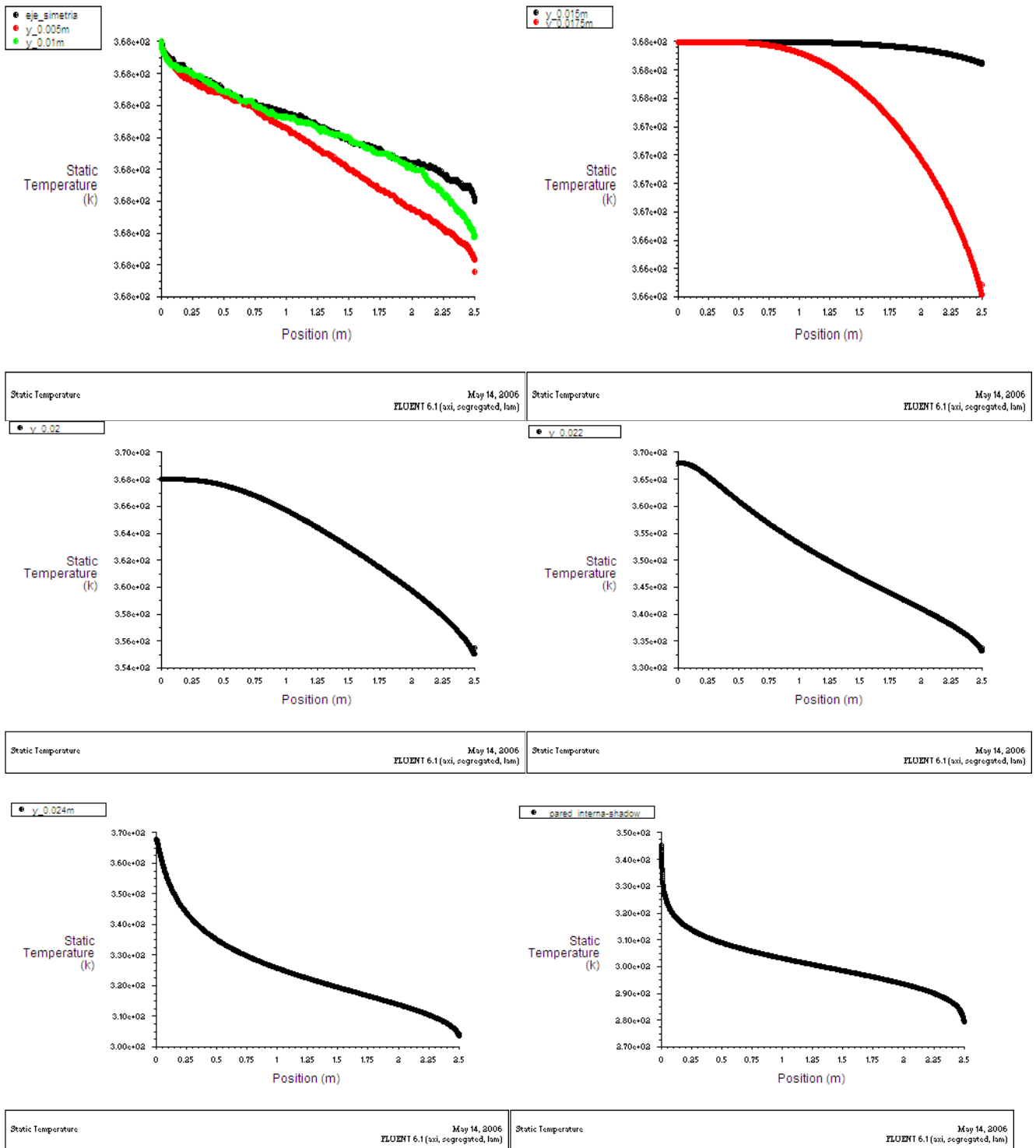


Figura 3.28: Evolución de la temperatura de las partículas fluidas a lo largo del intercambiador para distintas distancias radiales.

Observamos como a distancias mayores de 0,0175 m del eje de simetría las caídas térmicas de las partículas son prácticamente nulas, y que a partir de esta distancia es donde comienza la zona afectada térmicamente por el fluido refrigerante. Este hecho motiva que más de un 68% del flujo másico de cremogenado que entra en el intercambiador no se vea influido por el tratamiento térmico dando lugar a la existencia de regiones con fuertes variaciones térmicas entre las partículas próximas a la pared y las partículas que circulan por el eje de simetría.

Numéricamente se comprueba que mientras que la temperatura a la salida de las partículas de cremogenado próximas al eje de simetría es de 368 la temperatura de las partículas en la pared es de 283.8 °K, dando lugar en una misma sección circular a una fuerte variación de la temperatura y quedando demostrada de esta manera la mala transferencia de calor por convección que presenta el cremogenado.

La principal causa que motiva esta escasa transferencia de calor es la baja conductividad térmica del cremogenado, asistida por alta viscosidad del fluido, viscosidad que además va aumentando en la pared de intercambio a medida que el cremogenado se va enfriando y que da lugar a una escasa movilidad de las partículas al tener que superar un elevado esfuerzo cortante para su desplazamiento. Con el aumento de la viscosidad se produce una disminución del coeficiente local de transmisión térmico de calor, disminución que tiene lugar sobre todo en la zona próxima a la pared, dando como resultado bajas velocidades de intercambio térmico y a una baja velocidad del desarrollo de la capa térmica. El bajo desarrollo de la capa térmica hace que a la salida del intercambiador exista una importante región de cremogenado en la que la capa térmica no ha conseguido desarrollarse y que, por lo tanto, no se ha visto afectada térmicamente.

Este comportamiento se puede observar en la variación de temperatura que tiene lugar a una distancia radial de 0,022 m. Inicialmente tiene lugar una buena transferencia de calor, motivada por los efectos de entrada del flujo, que dan lugar a una mayor pendiente en la gráfica, pero a medida que avanza por la región de intercambio tiene lugar una disminución de la pendiente, motivada por el aumento de la viscosidad y por lo tanto la disminución del coeficiente local de transmisión del calor.

Las ecuaciones analíticas que relacionan de manera experimental la distancia necesaria para que la capa límite se desarrolle completamente en flujo interno y laminar, son (P. Incropera, 1996):

$$\left(\frac{\delta_{DT}}{D} \right) = 0,05 \text{Re}_g \text{Pr} \quad (3.5)$$

Donde δ_{DT} es la longitud necesaria para que la capa térmica se encuentre completamente desarrollada y los números de Reynolds y Pradtl se definen a partir del número de Graetz (Ec. 1,23):

$$Gz = \frac{\pi}{4} \text{Re} \cdot \text{Pr} \frac{D_i}{L} = \frac{\pi}{4} \frac{\rho v_{x-av} D^2 C_p}{\zeta L}$$

Evitando de esta manera tener que definir la viscosidad del fluido para determinar el número de Pradtl, ya que dicho valor varía longitudinalmente a medida que el fluido recorre el intercambiador y transversalmente a medida que varía la velocidad de axial del fluido dificultando su determinación numérica.

Introduciendo el número de Graetz en la ecuación (3.5) y despejando obtenemos:

$$\delta_{DT} = 0,05Gz \frac{4L}{\pi} \quad (3.6)$$

El valor del número de Graetz para los parámetros de entrada es $Gz = 987$ que da lugar a una región térmica de desarrollo de $\delta_{DT} = 157m$, justificando de esta manera el lento desarrollo de la capa térmica en el intercambiador y el lento calentamiento que tiene lugar en este tipo de fluidos, que ha motivado, como ya dijimos en la introducción, el desarrollo de intercambiadores con superficie rasgada, que permiten mediante la introducción de flujos secundarios una mayor movilidad de las partículas y en consecuencia una mayor transferencia de calor.

El lento desarrollo de la capa límite de temperaturas hace que la región térmica de entrada abarque todo el intercambiador y que, en consecuencia, el perfil de temperaturas nunca llegue a alcanzar una forma estable, evolucionando a lo largo de su paso por el intercambiador y haciendo necesario, además de un análisis de la evolución longitudinal de la temperatura, el estudio en la dirección radial, ya que en regiones de entrada tiene lugar una evolución de la temperatura en ambas direcciones. Realizando una representación gráfica de los perfiles de temperatura en la entrada y en la salida, así como la evolución de estos a lo largo del intercambiador se observa:

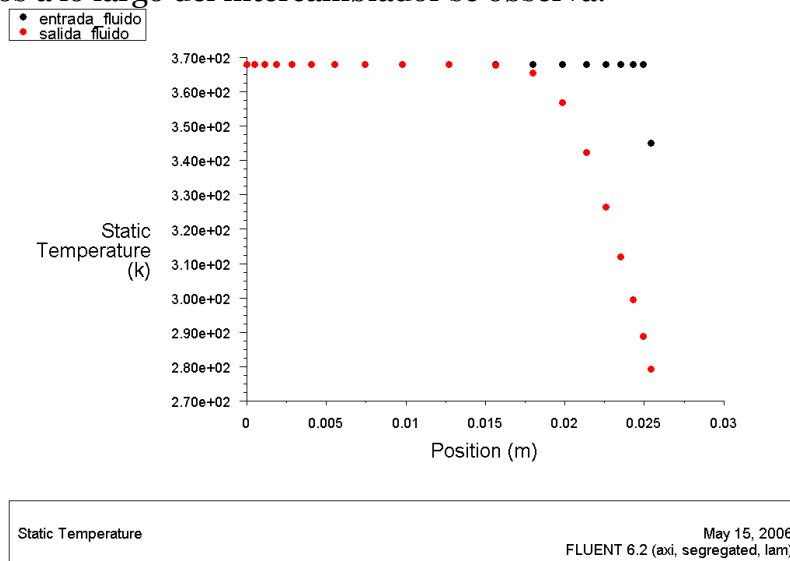


Figura 3.29: Perfil de temperaturas desarrollado por el cremogenado de melocotón en la salida y en la entrada del intercambiador.

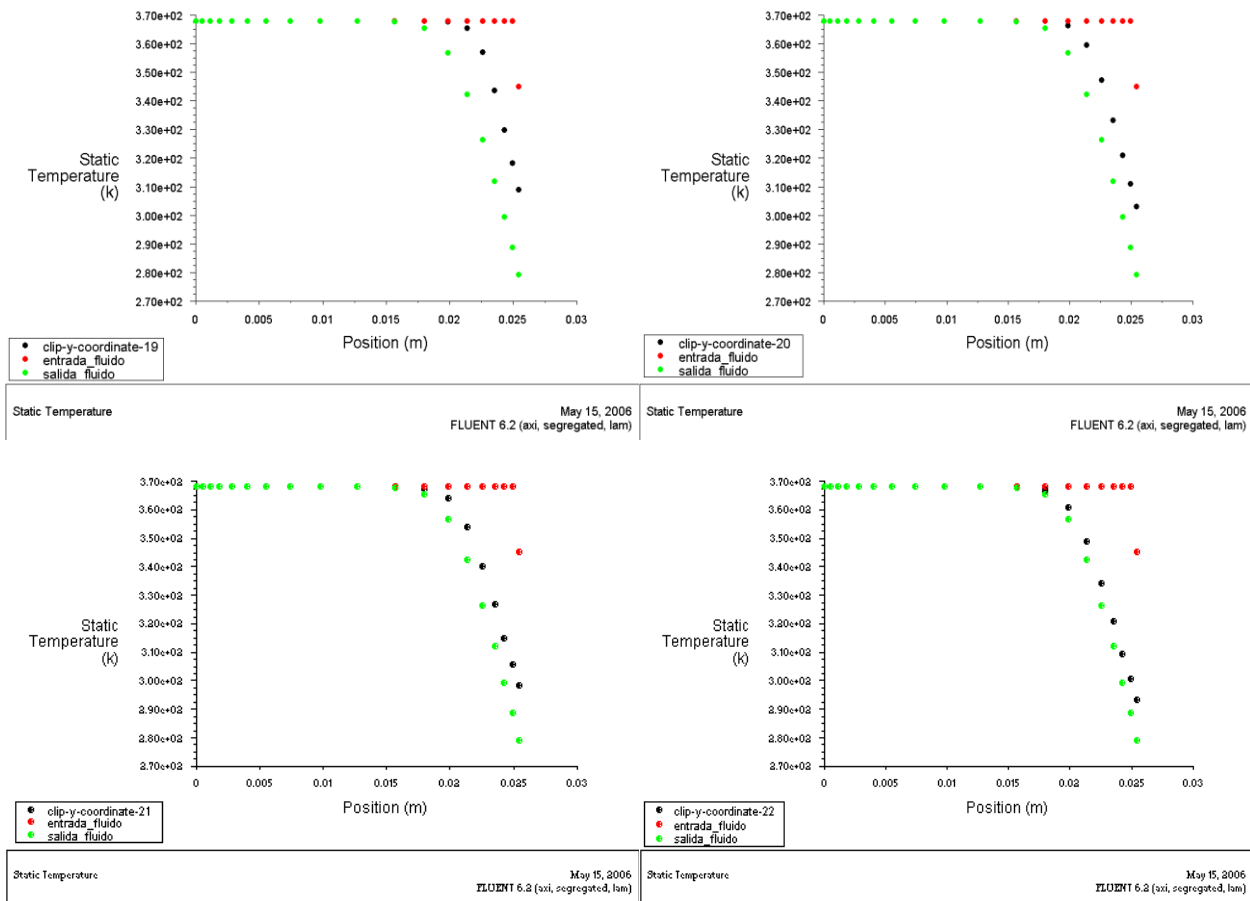


Figura 3.30: Evolución del perfil de temperaturas desde la entrada a la salida. El perfil dibujado en rojo corresponde a la entrada y el verde a la salida, mientras que el perfil en negro corresponde a los perfiles de velocidad dibujados cada 500 mm y ordenados de izquierda a derecha.

Se observa la lenta evolución de la capa térmica de temperaturas en la que solo las regiones próximas a la pared de intercambio presentan variaciones térmicas, mientras que para distancias mayores a 0,008 m de la pared de intercambio el perfil de temperaturas no presenta evolución alguna, presentando el perfil una forma aplanada, forma que se corresponde a las regiones térmicas de entrada en flujos internos. También se puede observar el rápido decremento de la temperatura en la región inicial de entrada, en la que en los primeros 0,5 m el fluido pasa de una temperatura en la pared de 368 a 332 °K, disminuyendo su temperatura en esta distancia en 36 °K, y la lenta progresión posterior del enfriamiento, en la que en la distancia recorrida desde la distancia anterior hasta la salida, es decir, el 80% del área de intercambio, el cremogenado solo alcanza un valor de 284 °K, disminuyendo su temperatura tan solo 48 °K.

Esta rápida variación de la temperatura inicial es debida a la lenta evolución de la capa térmica que da lugar a espesores pequeños de la capa límite en la entrada, motivando altos valores del coeficiente de transmisión de calor por convección en esta zona que dan lugar, en definitiva, a una alta transferencia de calor. Para observar esta variación del coeficiente local de transmisión de calor por convección en la región de entrada y en el resto del intercambiador, vamos a realizar una representación gráfica de su evolución

longitudinal despejando para ello de la ley de enfriamiento de Newton para flujos internos dicho valor (P. Incropera, 1996):

$$h_i = \frac{q_s''}{T_s - T_m} \quad (3.7)$$

Donde q_s'' es la transferencia de calor que tiene lugar en la superficie de intercambio, y T_s es la temperatura en la superficie de dicha pared. Ambos parámetros se obtienen de la simulación en Fluent, mientras que T_m es la temperatura media definida como la energía térmica transportada por el fluido conforme pasa por la sección transversal (P. Incropera, 1996).

$$\dot{E}_t \equiv \dot{m} c_v T_m \quad (3.8)$$

En nuestro caso y dado que, como ya ha sido comentado, la zona afectada térmicamente es muy reducida, esta temperatura será definida como la temperatura de entrada del cremogenado, aproximación que introduce un pequeño error al minorar el resultado final del coeficiente local de transmisión de calor por convección pero que va a servir para hacernos una ida bastante aproximada de la variación real de dicho coeficiente.

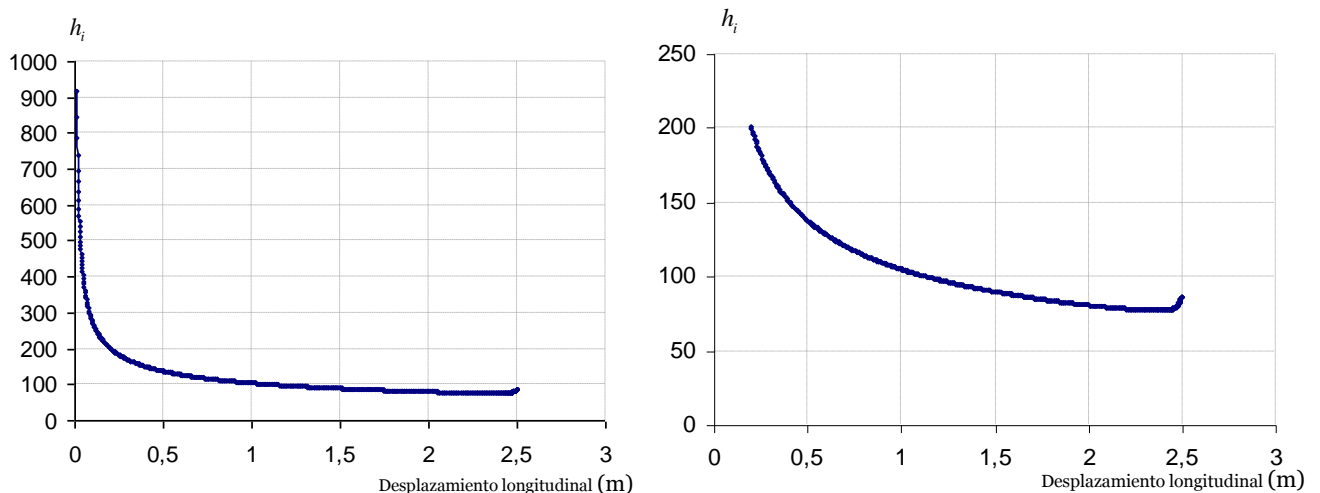


Figura 3.31: Variación longitudinal del coeficiente local de transmisión de calor por convección en la que se tiene en cuenta los valores de la región de entrada (izquierda) y en la que han sido eliminados los resultados obtenidos a menos de 0,2 m de la entrada (derecha).

Mediante la representación gráfica se demuestra como para la región de entrada se consiguen unos elevados coeficientes de transmisión de calor que disminuyen a medida que la capa límite se desarrolla, adquiriendo variaciones más moderadas a partir de los 0,2 m de recorrido, distancia en la que los efectos de entrada, en la que de delgadez de la capa límite motiva unos altos valores del coeficiente de transferencia, empiezan a desaparecer.

La disminución del coeficiente de transmisión de calor, además del engrosamiento de la capa térmica, está motivado por la evolución de la viscosidad del fluido, que va incrementando a medida que la pasta se enfría afectando al coeficiente de transferencia de calor que presenta una dependencia de las propiedades físicas que afectan al flujo y que empeora debido al

incremento de la viscosidad, disminuyendo su valor. Esta disminución conlleva a su vez una peor transferencia de calor en la región de salida del intercambiador y caídas de temperatura más moderadas en esta región que las que obtendríamos al simular un fluido newtoniano.

Numéricamente se comprueba que existen importantes variaciones del coeficiente local de transmisión de calor, dificultando la aplicación de las ecuaciones analíticas empleadas en el apartado de implementación al ser una de las hipótesis de partida la obtención de un valor constante para el coeficiente global de transmisión de calor. Se observa que la peor transferencia de calor tiene lugar a una distancia de la entrada del intercambiador de 2,38 m en la que el coeficiente local de transferencia de calor adquiere un valor $76,7 \text{ W/m}^2 \text{ K}$.

La existencia a la salida de una región en la que el coeficiente de transmisión aumenta es consecuencia de la forma en la que es calculada dicho coeficiente y no del comportamiento reológico real del cremogenado. Este error en la obtención del coeficiente local de transmisión de calor está motivado por la aproximación realizada en el cálculo de la temperatura media. Al definir la temperatura media constante a lo largo de toda la superficie de intercambio se induce un error que aumenta a medida que el flujo varía su temperatura, ya que por definición, el valor de la que la temperatura media, T_m , no permanece constante variando a medida que nos alejamos de la región de entrada. En un proceso de enfriamiento, este valor tiende a hacerse menor a medida que disminuye la energía térmica del fluido. Sin embargo, el cálculo de esta evolución resulta complicado al ser precisa la definición de una ecuación que permita calcular la forma del perfil de temperaturas, que en nuestro caso al estar en la región de entrada varía con la posición radial y longitudinal, siendo por lo tanto difícil de calcular y motivando la adopción de dicha simplificación.

Una vez ha sido calculada la variación del coeficiente local de transmisión de calor por convección queda observar la evolución de la transmisión de calor local en la pared de intercambio, evolución que va a estar fuertemente influenciada por la temperatura a la que se encuentre la pared de intercambio, incrementando cuando menor sea esta y mayor la de la pasta de cremogenado. Realizando una representación gráfica tenemos que:

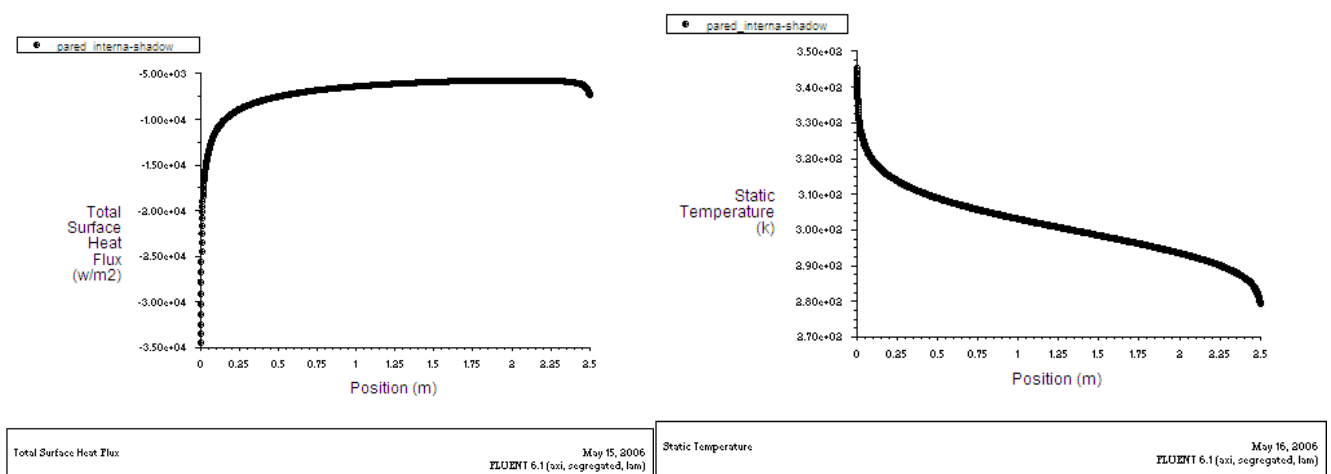


Figura 3.32: Variación longitudinal la transmisión de calor y la temperatura en la dirección longitudinal del intercambiador.

Observamos como al principio, y motivada por los elevados valores del coeficiente de transmisión térmica en esta región, tiene lugar una importante transferencia de calor alcanzando el máximo en la entrada donde tiene lugar una transmisión del calor de -34406 W/m^2 . La temperatura en la pared también alcanza su máximo en la entrada, $366,5 \text{ }^\circ\text{K}$, disminuyendo de esta manera la diferencia de temperaturas entre esta y el cremogenado. A partir de la región de entrada la transferencia de calor disminuye progresivamente debido a la disminución del coeficiente de transmisión de calor con motivo del aumento de la viscosidad y del engrosamiento de la capa límite.

En el último tramo vuelve a encontrarse un incremento de la transferencia de calor, este incremento tiene lugar en la que la zona en la que el coeficiente local de transmisión de calor alcanza los valores más pequeños, al ser la región en la que la pasta de cremogenado presenta una mayor viscosidad. El incremento de la transmisión de calor esta motivado por las fuertes diferencias térmicas entre la temperatura del agua y la alta temperatura de la pasta, que dada su mala transferencia de calor, permanece prácticamente a la misma temperatura de entrada. Este incremento de la transmisión de calor en la región de salida es más moderado que el que ocurriría para un fluido newtoniano, en el que la viscosidad es constante y no se ve perjudicado por el incremento de viscosidad motivado por la disminución de su temperatura a lo largo de todo el recorrido del intercambiador.

Por último vamos a realizar un cálculo comparativo de los resultados obtenidos al aplicar las ecuaciones analíticas expuestas en el apartado de implementación y el valor obtenido al simular en Fluent el caso real. Para la aplicación de las ecuaciones analíticas fueron adoptadas unas hipótesis de partida que como se puede comprobar a raíz de los resultados obtenidos no se cumplen en el caso estudiado. El cálculo nos va permitir observar la desviación numérica producida.

En primer lugar procedemos a calcular de forma analítica el resultado de la transferencia de calor total, comenzando para ello por la obtención del coeficiente de transmisión de calor medio en el intercambiador. El primer paso para el cálculo es la determinación del número de Nusselt correspondiente al cremogenado de melocotón definido según la ecuación (1.21):

$$Nu_i = \frac{h_i D_i}{\zeta} = 1,75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0,14}$$

Donde el número de Graetz para los parámetros de entrada ya ha sido calculado y corresponde a $Gz = 987$. El parámetro adimensional δ , corresponde a una propiedad que varía con el índice de comportamiento del flujo, y que para el caso del cremogenado es (1.22):

$$\delta = \frac{3n+1}{4n} = 1,6558$$

Quedando por definir los índices de consistencia del flujo en la pared y el índice de consistencia medio. El índice de consistencia en la pared se calcula

introduciendo en la ecuación (1.2) los resultados obtenidos en Fluent al realizar un Area-Weighted Average de la temperatura en la pared intermedia:

$$K_w = k \exp(E_a / RT_w)$$

La temperatura media en la pared es, $T_w = 301.5 \text{ } ^\circ K$ que da como resultado un valor de $K_w = 6,57 \text{ } (Pa \cdot s^n)$.

Por último queda la definición del valor medio del índice de consistencia, que ya ha sido calculado para la implementación del segundo caso, y que corresponde a $K_b = 3,34 \text{ } (Pa \cdot s^n)$.

Realizando el cálculo del valor de transmisión de calor definido según la ecuación (1.21), obtenemos un valor:

$$h_{crem} = 147,6 W / m^2 K$$

Por otra parte el cálculo del coeficiente de transferencia de calor relativo a la sección anular se calcula de manera sencilla a partir de la tabla 1.5, en la que mediante interpolación lineal y como ya vimos se obtiene un valor del Nusselt, $Nu = 5,446$ que despejado de la ecuación (1.25):

$$Nu = \frac{h_{agua} D_h}{\zeta_{fluido}}$$

da como resultado un valor del coeficiente medio de transmisión térmica de $h_{crem} = 129,75 W / m^2 K$.

A partir de los resultados de los valores de los coeficientes locales de transmisión de calor podemos determinar un valor global, empleando para ello la ecuación (1.26):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{crem}} + \frac{1}{h_{agua}}}$$

que da como resultado $U = 69 W / m^2 K$.

Para realizar el cálculo queda por definir el valor de la temperatura logarítmica media, definida según la ecuación:

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{Ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)}$$

Donde los resultados obtenidos para la temperatura de entrada del cremogenado y la temperatura de salida del agua son $T_{s_crem} = 364,7^\circ K$ y

$T_{s_agua} = 278,7^\circ K$, dando como resultado un valor para la temperatura logarítmica media de $AT_{lm} = 89,5^\circ K$

Con los resultados obtenidos de la diferencia logarítmica media de temperaturas y el coeficiente global de transmisión de calor es posible establecer el valor total del calor transferido por unidad de área. Multiplicando ambos resultados obtenemos un valor analítico para este valor de $q = 6175.5 \text{ W/m}^2$.

Por último, y siendo este el objetivo de este apartado, comparamos el calor total transferido calculado de manera teórica con el calor total obtenido al realizar un Area-Weighted Average del calor total transferido en la pared interna del intercambiador. Obteniendo para el caso simulado en Fluent un valor de dicho parámetro de $q = 6947 \text{ W/m}^2$ que comparado con el resultado obtenido de las ecuaciones analíticas, $q = 6175.5 \text{ W/m}^2$, supone una desviación entre ambos de aproximadamente un 11%.

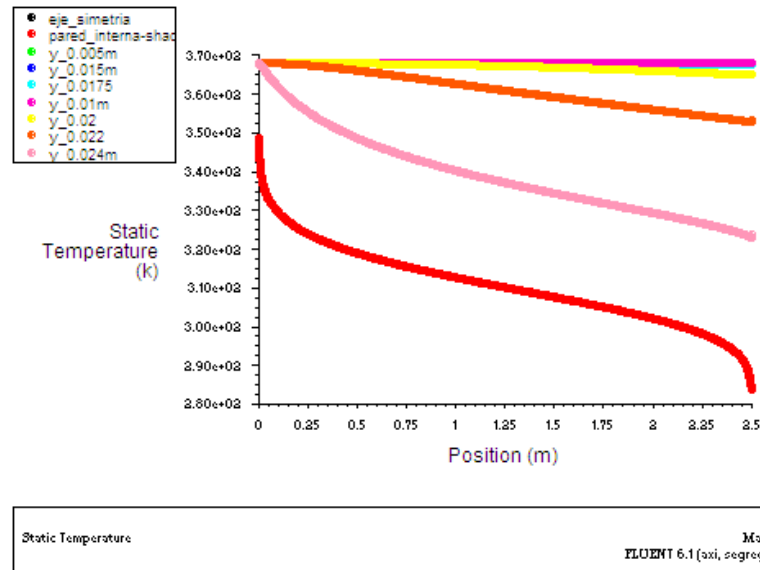
Por lo tanto el valor obtenido al emplear las ecuaciones analíticas, a pesar de que algunas de las hipótesis de partida no se cumplen en la realidad, es bastante aproximado, siendo posible su empleo para el cálculo de intercambiadores de calor que trabajen con fluidos no newtonianos.

3.3.3.2 Caso 2º: Cremogenado con índice de consistencia independiente con la temperatura.

En este caso despreciamos la variación de la viscosidad al enfriarse el fluido de manera que la viscosidad solamente se ve influida por la variación de la velocidad de deformación. La introducción de esta simplificación permite el desarrollo de un perfil de velocidades constante y conocido analíticamente que, sin embargo, no va a dar como resultado un perfil de temperaturas desarrollado. El motivo de esta evolución del perfil de temperaturas es que la región térmica de entrada no se ve afectada por esta simplificación, obteniendo los mismos valores del número de Graetz y de la longitud necesaria para el desarrollo de la capa térmica ($Gz = 987$ y $\delta_{DT} = 157m$), valores que permanecen constantes al no variar los parámetros de entrada al intercambiador.

Por lo tanto este caso, al igual que el caso real, presenta una evolución del campo de temperaturas en las dos direcciones del plano, haciendo preciso un estudio de la evolución longitudinal de la temperatura, así como de la evolución radial del perfil. Para llevar a cabo los estudios mencionados se definen iso-superficies e iso-clips de manera progresiva en el intercambiador.

Iniciando el estudio por la evolución longitudinal de la temperatura a distintas distancias radiales del eje de simetría obtenemos:



3.33: Evolución de la temperatura a lo largo del intercambiador de partículas fluidas a distintas distancias del eje de simetría.

Comprobamos como al igual que ocurría en el caso del cremogenado de melocotón, la transferencia de calor sigue teniendo lugar en las regiones próximas a la zona de la pared de intercambio, de manera que a distancias radiales mayores a los $0,02 \text{ m}$ la pasta de cremogenado no se ve afectada térmicamente por el fluido refrigerante, distancia algo menor que la que se obtenía en el caso real, en el que, además, las caídas térmicas iniciales de temperatura eran mayores.

Realizando una representación individualizada de la evolución de la temperatura de las partículas de flujo a diferentes distancias radiales y agrupando en una sola gráfica las partículas que no presentan variación térmica alguna tenemos:

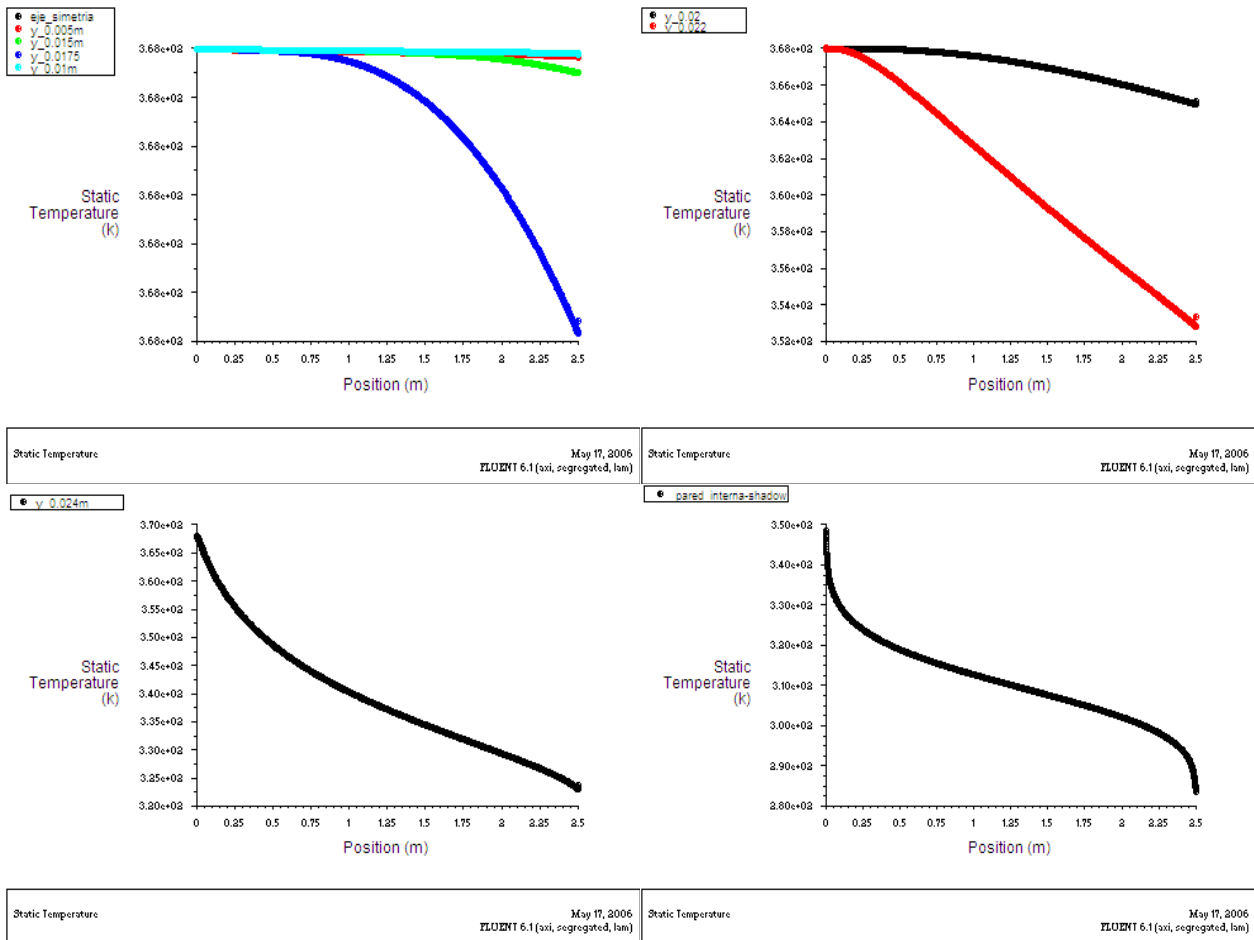


Figura 3.34: Evolución de la temperatura de las partículas fluidas a lo largo del intercambiador para distintas distancias radiales.

Observamos como las caídas de temperatura en este caso presentan una mayor linealidad que el caso anterior, linealidad que hace pensar en una menor variación del coeficiente de transferencia de calor que, aunque sigue viéndose influido por el desarrollo de la capa térmica, no varía por las variaciones longitudinales de viscosidad existentes en el primer caso.

Numéricamente se comprueba que el intercambio térmico desarrollado por este segundo caso es mejor que el que obteníamos al tener en cuenta todas las propiedades reológicas del fluido, ya que para este último obteníamos una temperatura media a la salida del intercambiador de $364,7^{\circ}\text{K}$, mientras que en esta ocasión la temperatura media a la salida es de 364°K . Esta mejora en enfriamiento de la pasta está motivada por mejores coeficientes de transmisión del calor en la zona final del cremogenado de melocotón y en la zona próxima a la pared de intercambio debido a las menores viscosidades del fluido en estas zonas. La baja viscosidad que tiene lugar en la zona próxima a la pared de intercambio esta motivada, como ya quedo comprobado en el apartado de caracterización del flujo, por los mayores gradientes de la velocidad axial que se obtienen en la pared al no tener en cuenta la variación del índice de consistencia con la temperatura. Mientras que las viscosidades menores en la región de salida están motivadas por la independencia del índice de consistencia con la temperatura.

Gráficamente se observa que, aunque la transferencia de calor media en este caso es mayor que la obtenida para el caso real (resultado que se comprueba por la mayor temperatura media obtenida), la caída de temperatura de partículas próximas al eje de simetría es menor. Así al observar la evolución de la temperatura de las partículas fluidas situadas a una distancia del eje de simetría de 0,0175 se observa como en este caso la temperatura permanece constante, no ocurriendo lo mismo en el caso real, en el que caída de temperatura era de 2 °K. Esta mejor transferencia de calor en las regiones próximas al eje de simetría está motivada por la simplificación realizada al simular el caso, que como quedó comprobado en el apartado de comparación de resultados (fig. 3.23), da lugar a una mayor velocidad del fluido en las regiones próximas a la pared de intercambio, lo que hace que el flujo volumétrico en la pared disminuya en el caso real, permitiendo de esta manera un mayor enfriamiento de la pasta.

Para analizar la evolución transversal del perfil de temperaturas a lo largo del intercambiador realizamos una representación gráfica del mismo en las iso-clips definidas cada 500 mm, superponiendo dicho perfil a los de entrada y salida para poder observar dicha evolución:

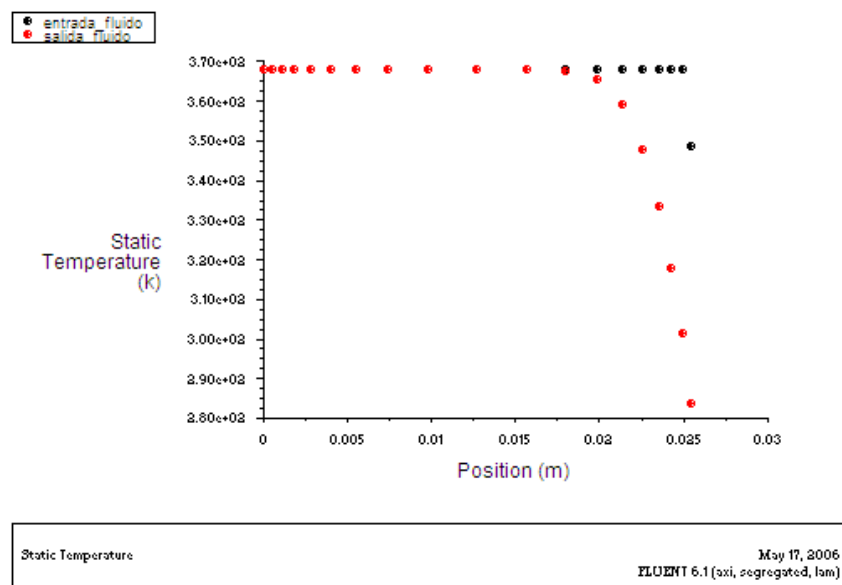


Figura 3.35: Perfil de temperaturas desarrollado por el cremogenado de melocotón en la salida y en la entrada del intercambiador.

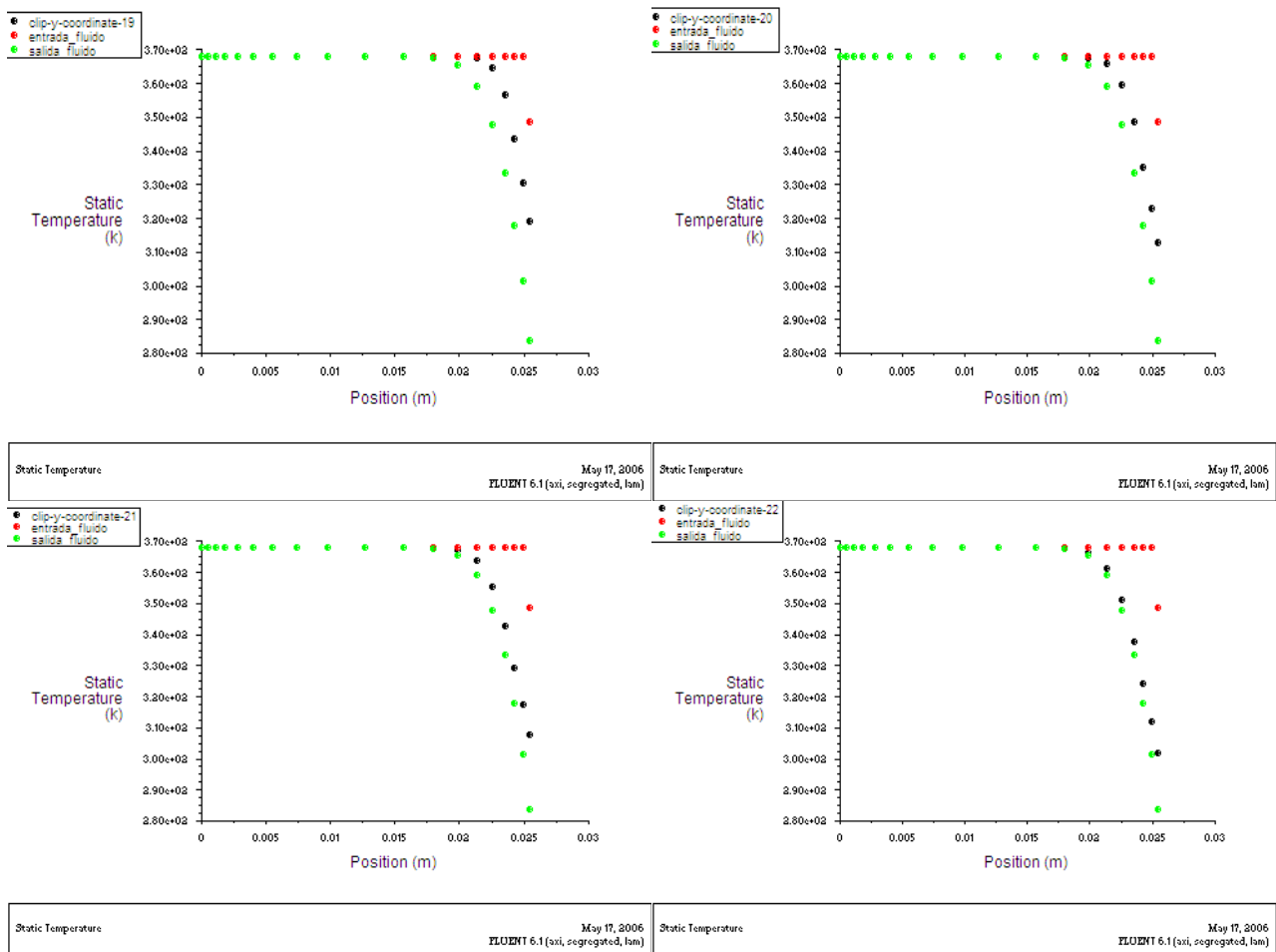


Figura 3.36: Evolución del perfil de temperaturas desde la entrada a la salida. El perfil dibujado en rojo corresponde a la entrada y el verde a la salida, mientras que el perfil en negro corresponde a los perfiles de velocidad dibujados cada 500 mm y ordenados de izquierda a derecha.

Se observa que la evolución del perfil de temperaturas es prácticamente idéntica a la del caso real estudiado anteriormente, existiendo una amplia región (hasta aproximadamente una distancia de 0,018 m al eje de simetría) en la que la pasta de cremogenado no presenta variaciones térmicas saliendo a la temperatura a la que entró. Además, se comprueba el lento desarrollo del perfil de temperaturas y el lento avance de la capa térmica en la dirección axial, que evoluciona más despacio a medida que el cremogenado recorre el intercambiador, quedado de esta manera latente la mala conductividad térmica del fluido obtenida también para este caso. Esta mala conductividad térmica se ve aumentada por el modelo adoptado que da lugar a viscosidades mayores de las reales a medida que nos alejamos de la pared de intercambio (fig. 3.24), dando lugar a evoluciones menores de la capa térmica a medida que nos alejamos de dicha región (distancias menores de 0,0022 m del eje de simetría).

Al igual que ocurría para el caso simulado anteriormente las caídas más intensas de temperatura tiene lugar a la entrada del intercambiador en la que en los primeros 0,5 m la pasta se enfría 44 °K pasando de la temperatura de entrada a una temperatura en la pared de 324.8 °K, mientras que en el resto del intercambiador tienen lugar caídas más moderadas de temperatura, alcanzando en la salida una temperatura en la pared de 293 °K. En esta ocasión también se

puede explicar la alta transferencia de calor a la entrada por la delgadez inicial de la capa térmica que da lugar a los elevados coeficientes de transferencia térmica. Si realizamos una representación gráfica de la evolución longitudinal del coeficiente de transferencia térmica, empleando para ello las ecuaciones (3.7) y la misma definición de la temperatura media empleada anteriormente, obtenemos:

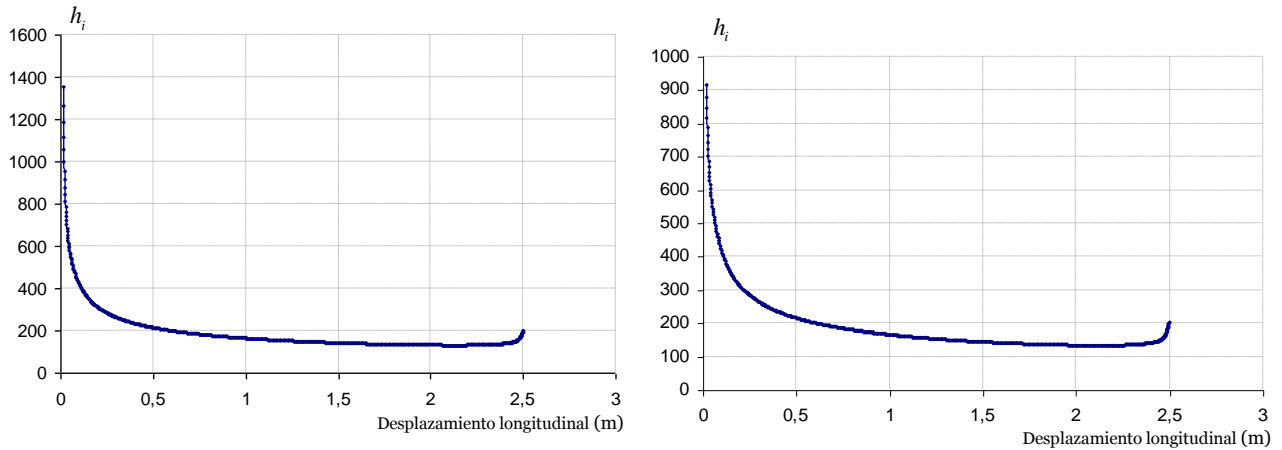


Figura 3.37: Variación longitudinal del coeficiente local de transmisión de calor por convección en la que se tiene en cuenta los valores de la región de entrada (izquierda) y en la que han sido eliminados los resultados obtenidos a menos de 0,2 m de la entrada (derecha).

Se comprueba que en este caso la caída del coeficiente de transferencia de calor en este caso adopta valores más moderados, adquiriendo un valor mínimo de $132 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K}$ a una distancia de la entrada de $2,13 \text{ m}$. La variación del coeficiente de transmisión de calor en este caso es debido exclusivamente al engrosamiento de la capa límite, eliminándose en este caso los efectos producidos por la viscosidad, lo que motiva los mayores valores obtenidos en este caso con respecto al anterior, y la mayor progresión en la disminución del coeficiente de transmisión de calor una vez se ha superado la región de entrada.

En este caso también se puede apreciar el error del cálculo a la introducido en los valores de salida del intercambiador, que se ven incrementados por la definición de una temperatura media en el conducto constante, y que motiva, a pesar del engrosamiento cada vez mayor de la capa térmica, la obtención de un mayor valor del coeficiente local de transmisión de calor.

Calculado el coeficiente local de transferencia de calor queda observar la evolución de la transferencia de calor obtenida a lo largo del intercambiador que para este caso es:

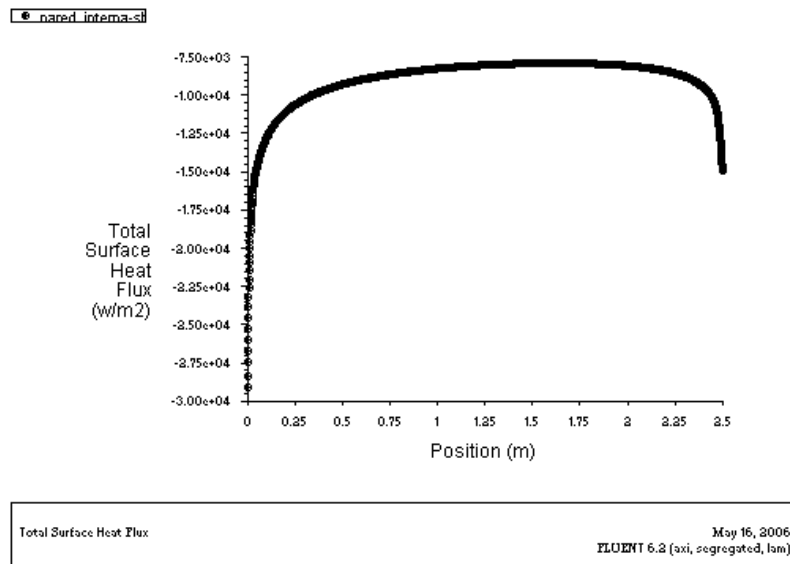


Figura 3.38: Variación longitudinal la transmisión de calor en la dirección longitudinal del intercambiador.

Al comparar la transferencia de calor obtenida en este caso con la obtenida para el caso real, se puede observar la existencia de mayores efectos de salida para este caso, dando lugar a mejores transferencias de calor en la salida debidas a los altos valores de la diferencia de temperaturas en esta región y a la menor disminución del coeficiente de transmisión del calor que tiene lugar en el caso anterior motivada, como ya ha sido comentado, por los menores valores de la viscosidad en la salida.

Por último vamos a realizar un cálculo comparativo del calor total transferido obtenido al emplear las ecuaciones analíticas y el calculado por Fluent en el caso simulado. Las ecuaciones analíticas de este segundo caso siguen siendo las mismas que las empleadas en el primer caso, ya que la aplicación de estas ecuaciones se realiza con el cálculo de valores medios de índice de consistencia, y en este caso el propio fluido ya presenta dicho índice de consistencia. Para el primer cálculo procedemos del mismo modo que ya hicimos para el caso anterior, que da lugar a los siguientes resultados:

$$\begin{array}{lll}
 G_z = 987 & \delta = 1,6558, & T_w = 310.7 \text{ } ^\circ K, \\
 K_w = 5,58 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n) & K_b = 3,34 \text{ (Pa} \cdot \text{s}^n) & h_{crem} = 150 \text{ W/m}^2 \text{ K}
 \end{array}$$

Se observa una mejora en el coeficiente de transmisión medio del fluido con respecto al caso anterior, obteniendo por tanto un mayor coeficiente global de transmisión de calor al permanecer constante el coeficiente correspondiente a la sección anular que sigue teniendo el mismo valor al no modificar los parámetros de flujo. Obteniendo un resultado para ambos parámetros de:

$$h_{agua} = 129,75 \text{ W/m}^2 \text{ K} \quad U = 69,6 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Queda por definir la diferencia media logarítmica de temperaturas, siendo preciso para ello adoptar los valores medios de las salidas de los dos

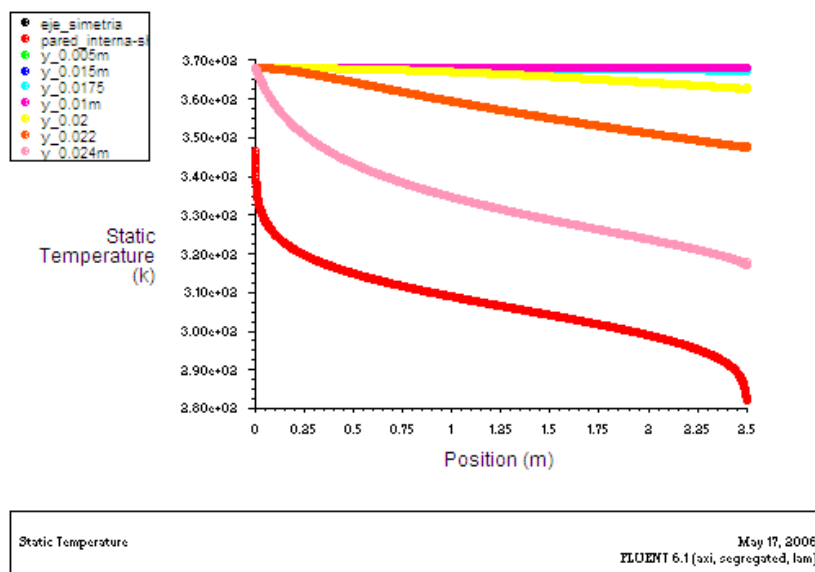
fluidos que para este caso son $T_{s_crem} = 364^\circ K$ y $T_{s_agua} = 279,7^\circ K$, dando como resultado un valor para la temperatura logarítmica media de $AT_{lm} = 88,64^\circ K$.

El valor obtenido para la transferencia total de calor calculada de manera teórica da un resultado de $Q = 6170 W / m^2$, que a diferencia de lo que cabría esperar, es menor al que obtuvimos en el caso anterior, y que presenta una fuerte desviación con respecto al valor calculado por Fluent al realizar un Area-Weighted Average del calor total transferido en la pared interna del intercambiador que ha dado como resultado $Q = 9057 W / m^2$. Esta desviación de casi un tercio entre ambos valores está motivada por la región de salida del intercambiador, en la que en el cálculo realizado por Fluent existe un importante aumento de la transferencia de calor que no queda reflejado en los valores medios introducidos en el cálculo llevado a cabo teóricamente.

3.3.2.3 Caso 3º: Fluido newtoniano.

En este estudio se analiza la transferencia de calor en el caso de un fluido newtoniano de viscosidad equivalente, en el que no existe variaciones de la viscosidad y en la que como ya vimos anteriormente el flujo no presenta variaciones a lo largo del recorrido del intercambiador. En esta ocasión la región térmica de entrada también va a coincidir con la calculada en los dos casos anteriores, al haber sido definida la viscosidad del fluido de tal manera que tanto el Reynolds como el número de Pradtl coincidan con los de los casos anteriores, para que, de esta manera, sea posible la comparación entre ellos. Por lo tanto el resultado obtenido para el número de Graetz y la longitud de desarrollo térmico en este caso son $Gz = 987$ y $\delta_{DT} = 157m$ que dan lugar a una capa límite térmica que no llega a desarrollarse completamente al recorrer la longitud del cambiador y que da lugar a una evolución del perfil de temperaturas tanto en la dirección axial como en la dirección radial motivando, como en los casos anteriores, la realización de dos estudios.

El primer estudio se realiza para le evolución longitudinal de la temperatura de partículas situadas a diferentes distancias radiales, dando como resultado:



3.39: Evolución de la temperatura a lo largo del intercambiador de partículas fluidas a distintas distancias del eje de simetría.

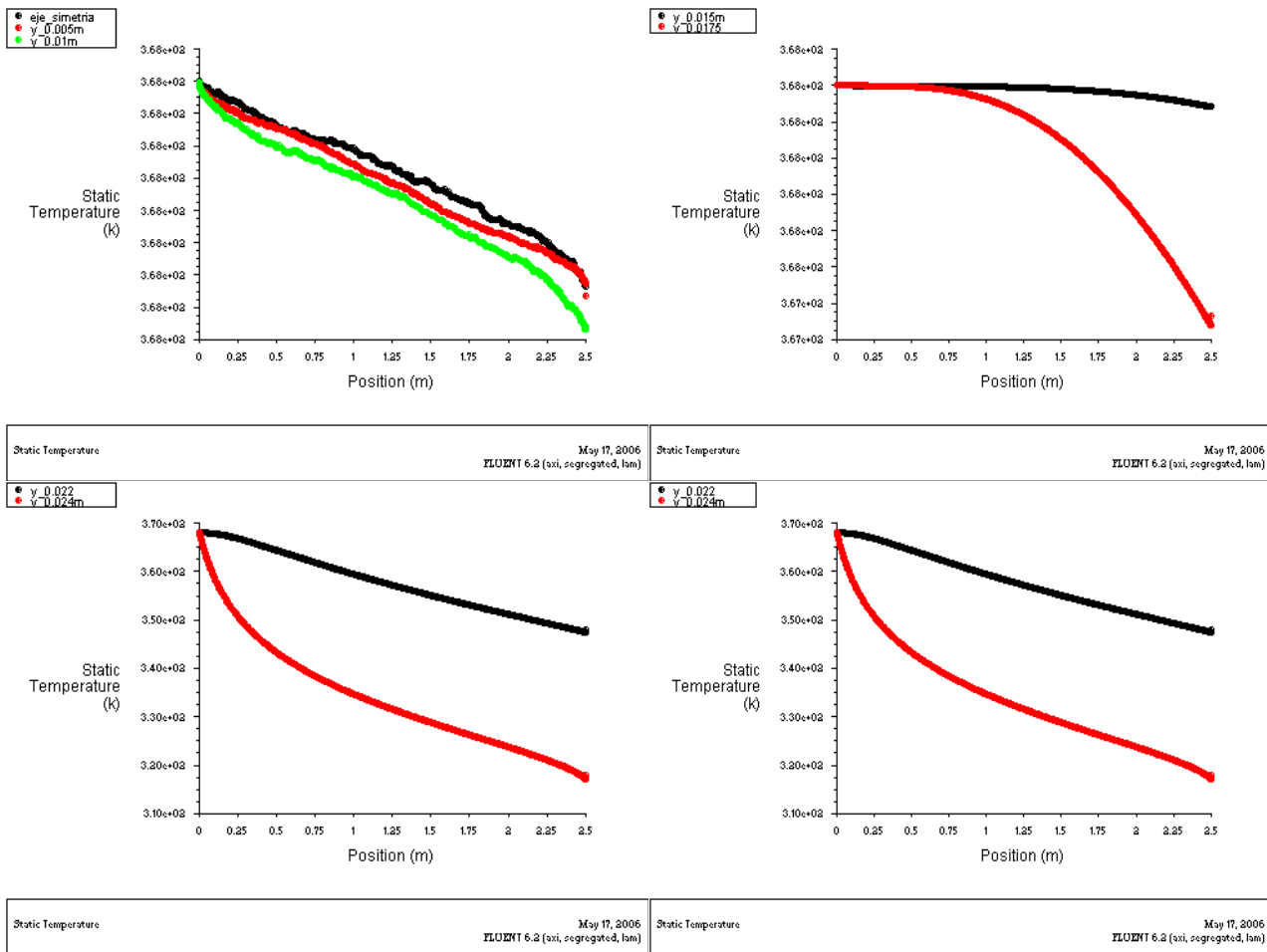


Figura 3.40: Evolución de la temperatura de las partículas fluidas a lo largo del intercambiador para distintas distancias radiales.

Al realizar la representación gráfica se puede apreciar una mayor linealidad de la evolución del enfriamiento de las partículas de cremogenado, a excepción de las variaciones térmicas en la entrada y salida. En este caso la linealidad de la caída de temperatura es un resultado esperado, al no existir variaciones de ninguna clase en el valor de la viscosidad ni longitudinal ni axialmente.

Numéricamente se comprueba que en este caso el valor de la temperatura media alcanzada por el cremogenado a la salida del intercambiador se encuentra entre los dos valores obtenidos para los casos anteriores al obtener un valor medio a la salida del intercambiador de $364,4^{\circ}\text{K}$. Este resultado algo inferior al obtenido en el primer caso y mayor al obtenido para el segundo. Esta peor transferencia de calor con respecto al segundo caso está motivada por la definición una viscosidad constante que hace que para regiones próximas a la pared de intercambio la viscosidad sea mayor ($0,502 \text{ Pa} \cdot \text{s}$), a la obtenida en esta misma región para el segundo caso ($0,31 \text{ Pa} \cdot \text{s}$).

En esta ocasión, a diferencia de lo que ocurría en el segundo caso, sí existe variación de la temperatura para distancias radiales del eje de simetría de $0,0175$, aunque en este caso son menores que las obtenidas en el caso real,

existiendo una variación de tan solo 1 °K. Este resultado es debido al mayor flujo volumétrico existente en la pared respecto al flujo real de cremogenado (fig. 3.23) en el que la variación de la viscosidad durante el enfriamiento produce disminuciones de la velocidad en esa zona. Sin embargo el flujo volumétrico en la pared en este caso se encuentra más próximo a la realidad que en el caso anterior.

Analizando la variación axial del eje de simetría tenemos:

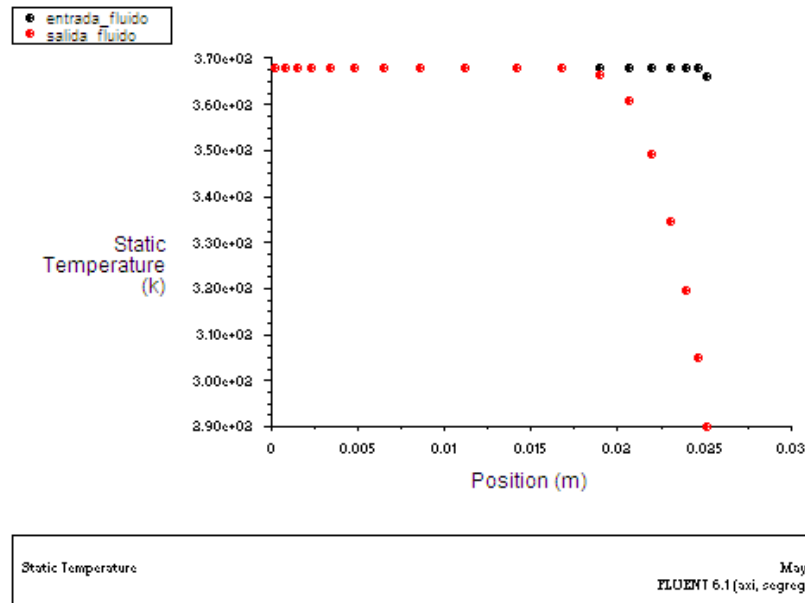


Figura 3.41: Perfil de temperaturas desarrollado por el cremogenado de melocotón en la salida y en la entrada del intercambiador.

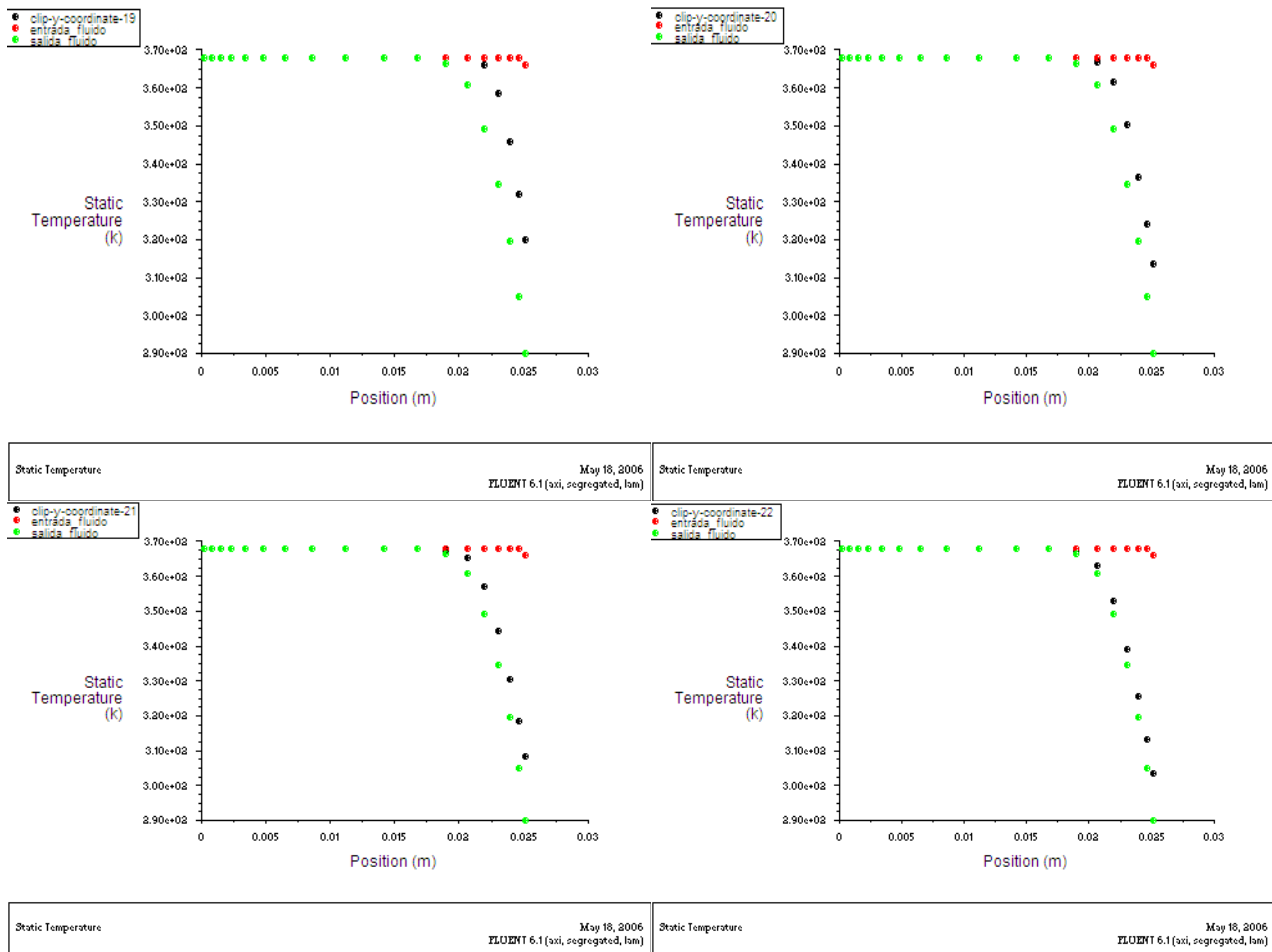


Figura 3.42: Evolución del perfil de temperaturas desde la entrada a la salida. El perfil dibujado en rojo corresponde a la entrada y el verde a la salida, mientras que el perfil en negro corresponde a los perfiles de velocidad dibujados cada 500 mm y ordenados de izquierda a derecha.

También se comprueba en este caso la rápida evolución del perfil de temperaturas en la región de entrada que da lugar a un rápido enfriamiento de la pasta en los primeros 0,5 m en los que adquiere una temperatura en la pared de 320 °K. A partir de esta región inicial, la transferencia térmica se hace más moderada adquiriendo en la salida una temperatura de 290 °K. Se puede comprobar al comparar los resultados numéricos de los valores de las temperaturas en pared a la salida del intercambiador de los 3 casos, que el valor más bajo se encuentra en el caso real, lo cual indica un mayor enfriamiento de la pasta justo en la pared a la salida del intercambiador que sin embargo da lugar a un valor medio más bajo de temperatura en la salida, este hecho está motivado por la mala transferencia de calor que se produce debido a la alta viscosidad del cremogenado a la salida del primer caso, que disminuye la movilidad de las partículas en la pared y que motiva una disminución del calor intercambiado con el resto de partículas.

Si realizamos una representación gráfica de la evolución longitudinal del coeficiente local de transferencia térmica empleando para ello las ecuaciones (3.7) y la misma definición de la temperatura media empleada en los dos casos anteriores, obtenemos:

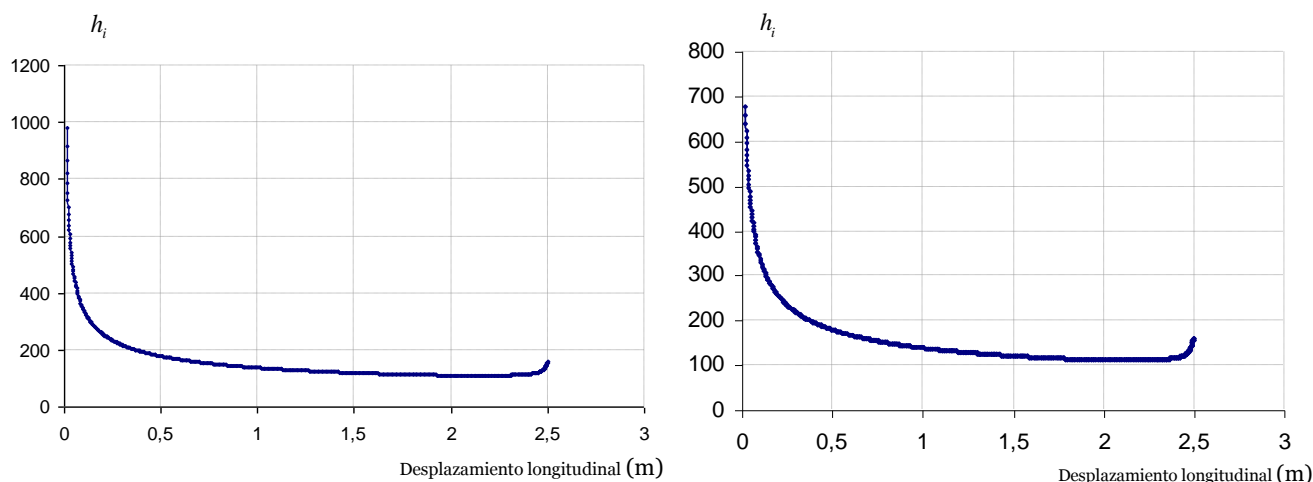


Figura 3.43: Variación longitudinal del coeficiente local de transmisión de calor por convección en la que se tiene en cuenta los valores de la región de entrada (izquierda) y en la que han sido eliminados los resultados obtenidos a menos de 0,2 m de la entrada (derecha).

Observamos al igual que en el caso anterior variaciones más moderadas del coeficiente de transferencia de calor que en el primer caso. El valor mínimo obtenido por dicho coeficiente es algo menor que el de el segundo caso, adoptando un valor $110,5 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K}$ a una distancia de la entrada de $2,15 \text{ m}$. La variación del coeficiente de transmisión de calor en este caso, al igual que en el anterior se debe exclusivamente al engrosamiento de la capa límite térmica al encontrarnos con una viscosidad constante que no varía las características de la transmisión de calor ni longitudinalmente ni axialmente. También se observa el error de cálculo obtenido en el valor del coeficiente de transferencia en la salida.

Representando la evolución de la transferencia de calor longitudinalmente en la pared de intercambio tenemos:

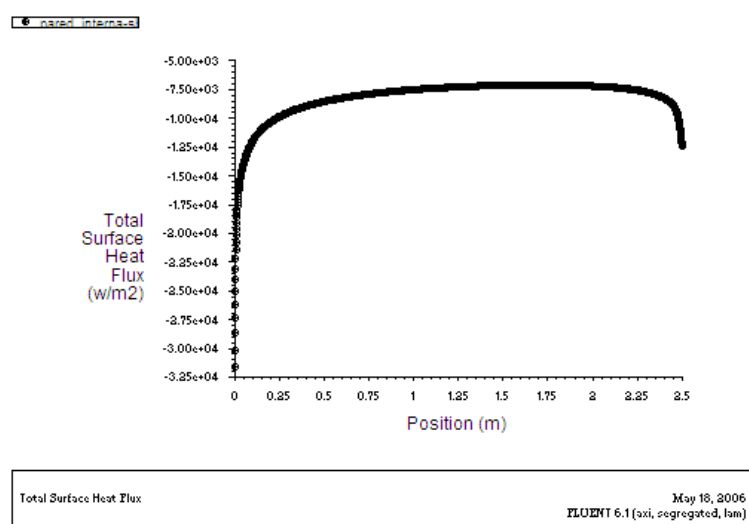


Figura 3.44: Variación longitudinal la transmisión de calor en la dirección longitudinal del intercambiador.

Se puede comprobar que también en este caso el calor transferido en la salida es mejor que el que obteníamos para el caso real, al no verse perjudicado por la alta viscosidad del fluido en esta zona.

Por último se va a realizar una comparación numérica entre el valor obtenido al aplicar las ecuaciones analíticas existentes en la bibliografía para fluidos newtonianos que operan bajo estas condiciones de flujo y los resultados obtenidos en Fluent cuando el caso simulado a convergido.

En nuestro es necesario escoger las ecuaciones analíticas del Nusselt obtenidas para regiones de entrada, y dado que además en nuestro caso nos encontramos ante un problema en el que la región de entrada del flujo ha sido eliminada mediante la imposición de UDFs en las regiones de entrada, parece más que lógico, adoptar la solución analítica calculada para problemas con longitud de entrada térmica, basada en la suposición de que las condiciones térmicas se de generan en un perfil de velocidad completamente desarrollado (P. Incropera, 1996). Para esta condición la ecuación analítica que obtiene un valor medio del Nusselt es:

$$Nu = 3,66 + \frac{0.0668(D/L)Re Pr}{1 + 0,04[(D/L)Re Pr]^{2/3}} \quad (3.9)$$

donde el Reynolds y el Prandtl son $Re = 13$ y $Pr = 47439$. El elevado número de Prandtl, cuyo cálculo no era posible para los casos anteriores, justifica el lento desarrollo de la capa térmica y está motivado por la alta viscosidad del fluido. El resultado de numero de Nusselt medio es $Nu = 18,5$.

Este resultado da un valor medio del coeficiente de transmisión medio al aplicar la ecuación (1.25)

$$Nu = \frac{hD}{\zeta_{fluido}}$$

$$\text{de } h_{crem} = 145,77 W/m^2 K .$$

A partir de este resultado estamos en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor, ya que el coeficiente de transmisión de calor en la sección anular permanece constante e igual a $h_{agua} = 129,75 W/m^2 K$ en todos los casos al no variar en ninguno de ellos las condiciones de entrada al conducto anular. El resultado del coeficiente global de calor es $U = 68,65 W/m^2 K$.

Por último queda definir el valor de la diferencia logarítmica media de temperaturas, que se calcula a partir de los valores medios de la temperatura de salida del cremogenado de melocotón y del agua del conducto anular obtenidos en la simulación realizada en Fluent y que corresponden a $T_{s_crem} = 364,4^\circ K$ y $T_{s_agua} = 279,3^\circ K$. Estos valores de las temperaturas dan como resultado un valor de la temperatura logarítmica media de $AT_{lm} = 89,55^\circ K$.

El valor final obtenido para la transferencia total de calor por unidad de área es $q = 6170 W/m^2$, valor obtenido al multiplicar la diferencia logarítmica

media de temperaturas con el coeficiente global de transmisión de calor, que, como ya ocurrió en el segundo caso, presenta una fuerte desviación con respecto al valor calculado por Fluent al realizar un Area-Weighted Average del calor total transferido en la pared interna del intercambiador dando como resultado $q = 8206 \text{ W/m}^2$. Esta fuerte desviación de los resultados puede justificarse del mismo modo que el caso anterior, al obtener altos valores de la transmisión de calor en la región de salida que no quedan reflejados en los valores medios introducidos en las ecuaciones analíticas, y que por el contrario si aumentan notoriamente el valor medio calculado por Fluent.

3.3.2.4 Comparación de la transferencia de calor desarrollada en los tres casos.

En este último estudio se van a comparar los resultados obtenidos en cada uno de los estudios realizados para los tres casos para, de esta manera, contrastar el error que se induce en la transferencia de calor a no tener en cuenta las propiedades no newtonianas del cremogenado de melocotón.

En primer lugar, al igual que hicimos para el estudio del flujo, vamos a contrastar el perfil de temperatura obtenido en cada uno de los casos a la salida del intercambiador.

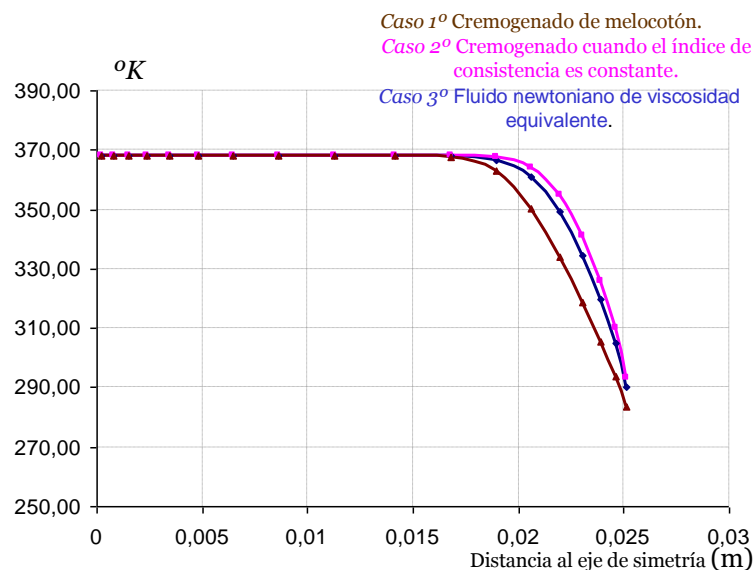


Figura 3.45: Representación gráfica del perfil de temperatura desarrollado a la salida del conducto circular del intercambiador por el cremogenado de melocotón frente a los perfiles de temperaturas desarrollados por el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y por un fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

Al observar la representación gráfica muestra como el mayor enfriamiento tiene lugar en el cremogenado de melocotón, adquiriendo valores menores de temperatura en todos los puntos de la zona afectada térmicamente. La menor temperatura alcanzada en la región próxima a la pared no está motivada por una mejor transferencia del calor, que como podrá comprobarse más adelante, es peor que en los otros dos casos simulados, sino por un menor flujo volumétrico en esta zona. Este menor flujo volumétrico está motivado como ya vimos en el apartado 3.3.1.4 por el aumento de la viscosidad en la región próxima a la pared que da como resultado una menor velocidad del flujo

en la zona enfriada, lo que a su vez, da lugar a la aceleración de las partículas próximas al eje. Esto hace que la zona de baja velocidad próxima a la pared de intercambio adquiera una menor temperatura que en los otros dos casos pero, también, hace que el flujo másico que no se ve afectado térmicamente sea mayor.

Para comprobar la veracidad de la afirmación anterior, realizamos un Mass-Weighted Average de la temperatura a la salida del intercambiador obteniendo los siguientes resultados:

| <i>Mass-Weighted Average</i> | |
|------------------------------|-------|
| Salida del fluido | |
| (°K) | |
| Caso 1 | 364,8 |
| Caso 2 | 364 |
| Caso 3 | 364,4 |

Tabla 3.3: Valores medios de la temperatura la salida del intercambiador para el cremogenado de melocotón (1) para el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante (2) y para el fluido newtoniano de viscosidad equivalente(3).

Se comprueba como a pesar de los menores valores de la temperatura de salida obtenidos para el primer caso (fig. 3.42) se obtiene un mayor valor medio de la temperatura de enfriamiento de la pasta a la salida del intercambiador respecto a los casos simplificados motivado, como queda recogido en el párrafo anterior, por las condiciones del flujo.

Según los resultados mostrados en la tabla anterior el mayor enfriamiento medio del cremogenado tiene lugar en el segundo caso, siendo este, por el contrario, el que alcanza unos mayores valores de temperatura a la salida (fig. 3.45). Este resultado se debe de nuevo al caudal volumétrico enfriado en la zona próxima a la pared que, para este caso, al no tener en cuenta la variación del índice de consistencia con la temperatura, da como resultado un perfil de velocidades de mayor flujo volumétrico en la pared de intercambio que en los otros dos casos anteriores(fig. 3.23).

Por último mencionar que en ninguno de los casos el calor transferido por el flujo laminar del fluido refrigerante es suficiente para enfriar la región de alta viscosidad desarrollada en el centro del intercambiador, siendo preciso para su estudio el empleo de flujos de alta turbulencia en el conducto anular, que permitan mejorar la transferencia de calor.

A continuación se muestra una representación gráfica superpuesta de los valores locales del coeficiente de transmisión de calor obtenidos en cada caso:

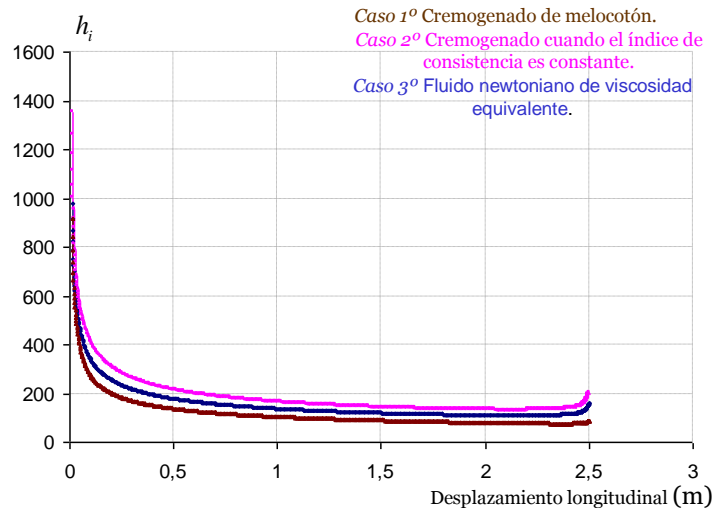


Figura 3.46: Variación longitudinal del coeficiente local de transmisión de calor por convección para los tres casos simulados.

Al simular todas las propiedades reológicas del cremogeno se obtiene un peor valor del coeficiente local de transmisión de calor que para los casos simplificados. Este resultado está motivado por las mayores viscosidades obtenidas para el caso en la región próxima a la pared de intercambio (fig. 3.24) que da lugar a una menor movilidad de las partículas en esta zona y por tanto a un peor intercambio convectivo de calor que además empeora a medida que el fluido se enfría.

El mayor coeficiente de transmisión de calor tiene lugar en el segundo caso. Este resultado es debido a la eliminación de la variación longitudinal de la viscosidad al no verse influida por la temperatura que hace que la viscosidad dependa exclusivamente de la variación de la velocidad axial, variación que encuentra su máximo en las regiones próximas a la pared debido a las condiciones de no deslizamiento. Este valor máximo de la variación de la velocidad axial da como resultado un valor mínimo de la viscosidad en la pared ($0,31 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) y mejora la transferencia de calor respecto a los dos casos anteriores en el que por un lado la viscosidad equivalente constante definida para el tercer caso es $0,502 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ y en el que por otro lado la viscosidad adquiere valores superiores a la unidad (fig. 3.24).

Analizados los valores de los coeficientes locales de transmisión de calor queda por estudiar los valores de la transferencia de calor locales obtenidos a lo largo del intercambiador para cada uno de los tres casos:

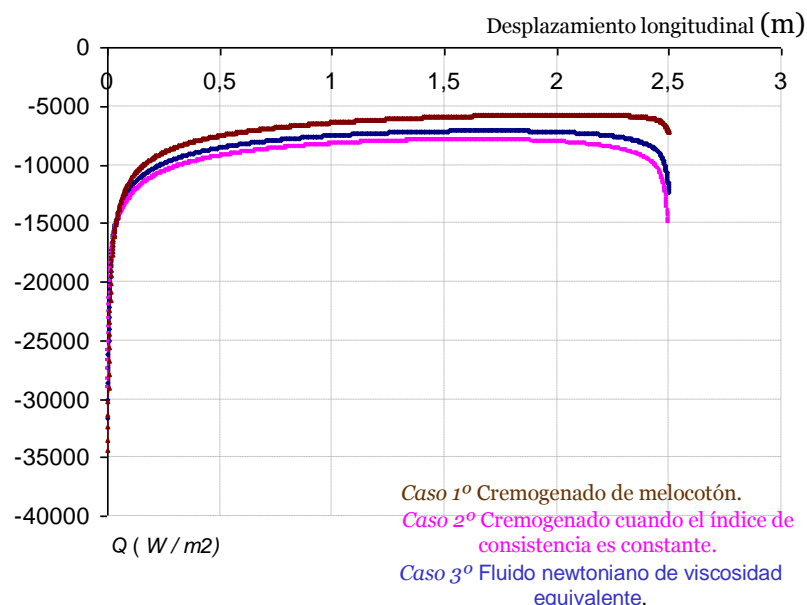


Figura 3.44: Variación longitudinal la transmisión de calor en la dirección longitudinal del intercambiador.

Al comparar los tres resultados cabe destacar la disminución de la transmisión de calor en el primer caso en el que a medida que nos aproximamos a la salida del intercambiador la transferencia de calor empeora debido al aumento de viscosidad que tiene lugar y que ha sido comentado en el apartado anterior.

También resaltar que para el primer caso las regiones características de alto intercambio térmico existentes en las regiones de entrada y salida del fluido en intercambiadores a contraflujo se ve amortiguada en la salida por el comportamiento pseudoplástico. Esta disminución de la transferencia de calor en la salida es debida al comportamiento reológico del cremogenado que hace que en procesos de enfriamiento, la alta transferencia de calor motivada por las fuertes diferencias de temperaturas entre los fluidos de intercambio se vea empeorada por el aumento de la viscosidad que tiene lugar a lo largo de todo el recorrido del cremogenado y que se intensifica cuando más se enfría el cremogenado. Este hecho también motiva la más rápida caída de la transferencia de calor en el caso real con respecto a los casos anteriores.

Numéricamente se comprueba que el mayor valor de la transferencia de calor tiene lugar a la entrada del primer caso en el que, a diferencia de lo que ocurre a la salida en el que la transferencia de calor se ve perjudicada, los mayores valores de la viscosidad dan lugar a una mayor delgadez inicial de la capa térmica que hace que el coeficiente local de transmisión de calor mejore a valores teóricos que tienden a infinito. Este hecho motiva que la mayor transferencia de calor se de en la entrada del cremogenado adquiriendo un valor absoluto en este caso de $q = 34406,4 \text{ W / m}^2$, seguido por el del fluido no newtoniano $q = -31597,2 \text{ W / m}^2$, y el segundo caso $q = 29097 \text{ W / m}^2$, quedando ordenados por lo tanto de valores mayores a valores menores de viscosidad en la pared de intercambio. Sin embargo estos altos valores solo se mantienen en regiones muy próximas a la entrada, cayendo rápidamente al desarrollarse la capa límite.

Por último vamos a llevar a cabo una comparación los valores obtenidos en los tres casos al realizar un Area-Weighted Average del calor total transferido en la pared interna del caso simulado en Fluent, y de estos, con los obtenidos al aplicar las ecuaciones analíticas existentes en la bibliografía para determinar el calor total transferido a partir de los valores medios del Nusselt y de la diferencia logarítmica media de temperaturas.

| | Fluent <i>Area-Weighted Average</i> (W / m^2) | Ecuaciones analíticas (W / m^2) |
|----------------|---|--|
| Caso 1º(1.21) | 6947 | 6175.5 |
| Caso 2º (1.21) | 9057 | 6170 |
| Caso 3º (3.8) | 8206 | 6170 |

Tabla 3.4: Valores del calor total transferido para el cremogenado de melocotón para el cremogenado de melocotón con índice de consistencia constante y para el fluido newtoniano de viscosidad equivalente.

A raíz de los valores obtenidos en Fluent para cada uno de los casos se comprueba la necesidad de tener en cuenta todas las propiedades reológicas del cremogenado de melocotón para poder llevar a cabo un buen dimensionamiento del intercambiador de calor, ya que en caso contrario estaremos induciendo, en el peor de los resultados obtenidos, un error en el cálculo de casi un tercio del valor real del calor transferido, y por lo tanto, un dimensionamiento de la instalación menor al real.

También se puede comprobar, a partir de los valores obtenidos, la mayor proximidad del fluido newtoniano definido en el tercer caso con respecto al primero, al obtener un valor del calor transferido aproximadamente un cuarto mayor que el valor obtenido en el caso real y no la diferencia de casi un tercio obtenida al imponer un índice de consistencia constante.

Este resultado ha de ser considerado con cuidado, ya que la mejor caracterización térmica del fluido al suponer una viscosidad constante solo es posible debido a la reducida zona de intercambio introducida por el intercambiador al circular por la carcasa fluido refrigerante en flujo laminar, que hace que solo se vea afectado térmicamente las regiones próximas a la pared, no influyendo la zona de alta viscosidad existente en los dos primeros casos en las proximidades del eje de simetría y en las que previsiblemente la transferencia de calor se va a ver perjudicada notoriamente.

De los resultados analíticos se observa que en los tres casos el resultado obtenido es muy parecido, lo cual es razonable al ser necesario para los dos primeros casos la obtención de valores medios de la viscosidad, que hace que al aplicar las ecuaciones en ambos casos los valores introducidos en las ecuaciones sean prácticamente idénticos. En el segundo caso la viscosidad se define para que los parámetros de flujo sean idénticos a los dos anteriores, motivando de nuevo un resultado igual a los anteriores al aplicar las ecuaciones correspondientes a problemas de longitud de entrada térmica en una conducción anular.

Se comprueba también una buena aproximación de las ecuaciones al resultado obtenido en el caso real. Sin embargo, se aprecia una fuerte desviación de los valores con respecto al caso para el que fueron calculados, motivada, como ya ha sido mencionado, por la existencia de unos mayores valores del calor transmitido en la región de salida para los dos últimos casos, que da lugar a un fuerte incremento del valor medio obtenido por Fluent pero que no afecta a los valores medio introducidos en las ecuaciones.

El principal problema que se plantea al adoptar este tipo de ecuaciones para el cálculo de intercambiadores, además del error introducido, es la necesidad de conocer un elevado número de datos que forman parte de las incógnitas del problema como son la temperatura de salida de los dos fluidos y la definición de un índice de consistencia medio en el intercambiador y de un índice de consistencia medio en la pared de intercambio, que en nuestro caso a sido solucionado con la aplicación de los resultados obtenidos en Fluent, pero que en un caso real de cálculo haría preciso un cálculo iterativo que dificulta su aplicación.

4. Conclusiones

Las conclusiones más relevantes derivadas de la realización del presente proyecto son:

4.1 Reología del cremogenado de melocotón.

1- El cremogenado de melocotón en los rangos de temperatura y concentraciones empleados durante la simulación presenta un comportamiento reológico pseudoplástico que se define mediante el modelo de la ley de potencia.

$$\eta = ky^{n-1} e^{E_a/RT}$$

- Rango de temperaturas aplicable: ($\approx 10 - 100$ °C)
- Rango de concentraciones aplicable: ($\approx 11 - 29$ ° Brix)
- Rango de temperaturas simulado: 95 °C – 60 °C
- Concentración simulada: 14 ° Brix
- Índice de comportamiento del flujo (adimensional): $n = 0,267$
- Viscosidad de deformación infinita (adimensional): $k = 0,144$
- Energía de activación: (kJ/mol): $9,58$

2- Con la adopción de este modelo la viscosidad varía en función de dos parámetros:

- *Por la variación de la velocidad axial.* Cuanto mayor sea la variación de la componente axial de la velocidad menor es la viscosidad del fluido
- *Por la variación de la temperatura.* Menores temperaturas dan lugar a mayores índices de consistencia que motivan a su vez mayores valores de la viscosidad. Esta variación sigue una ecuación tipo Arrhenius.

3- La consideración del modelo reológico del cremogenado es imprescindible para una buena caracterización del flujo y de la transferencia de calor obtenidos al ser sometidos a tratamientos térmicos de enfriamiento.

4.2 Caracterización del flujo

4- La adopción del modelo reológico del cremogenado de melocotón da lugar a un flujo no desarrollado, cuya viscosidad varía de forma continua al verse sometida a procesos de transmisión del calor, haciendo necesario un cálculo numérico utilizando CFD o un cálculo analítico iterativo mediante correlaciones experimentales que permitan tener en cuenta la evolución de las propiedades del flujo.

5- Las características más relevantes del flujo desarrollado por el cremogenado de melocotón al ser enfriado en un intercambiador de carcasa y tubo son:

- Existe una zona de alta viscosidad en la región próxima al eje de simetría motivada por los bajos gradientes de velocidad axial existentes.
- Existe una segunda zona de alta viscosidad en la región próxima a la pared de intercambio generada por el enfriamiento sufrido por la pasta de cremogenado a medida que recorre el intercambiador, lo que da lugar a un incremento del índice de consistencia y por lo tanto, a un aumento de la viscosidad.
- Entre ambas zonas de alta viscosidad se encuentra una zona intermedia de baja viscosidad motivada por las variaciones de velocidad axial existentes entre las dos regiones de alta viscosidad.
- Se produce un frenado del flujo en la región afectada térmicamente debido a la menor movilidad de las partículas al ver incrementada su viscosidad.
- Para cumplir la ecuación de continuidad, el cremogenado se acelera en la zona próxima al eje de simetría, debido a la deceleración del flujo en la zona de intercambio térmico.
- La aceleración en la región próxima al eje de simetría tiene lugar en forma de “bloqueo” debido a los altos valores de la viscosidad en esta zona que generan elevados esfuerzos cortantes entre las partículas dificultando el desplazamiento relativo entre estas.
- La aceleración del flujo en el eje de simetría y la disminución de la velocidad en la zona próxima a la pared motiva la aparición de la zona de baja viscosidad intermedia.

6- Al eliminar la dependencia de la variación de la temperatura con el índice de consistencia se consigue una mala aproximación al perfil de velocidades desarrollado en el cremogenado pero una aproximación aceptable a la variación de la viscosidad obtenida en el caso real (fig. 3.23 y 3.24).

7- Al simular un fluido newtoniano de viscosidad media similar a la del cremogenado se obtiene una buena aproximación al perfil de velocidades pero una mala aproximación a la viscosidad obtenida en el caso real (fig. 3.23 y 3.24).

4.3 Caída de presión

8- La adopción del modelo del reológico del cremogenado de melocotón genera una caída de presión parabólica (3.26) motivada por la mayor viscosidad del fluido a medida que el fluido se enfría.

9- Al no tener en cuenta las propiedades reológicas del fluido se pueden inducir errores en el cálculo en las pérdidas de carga de hasta un 21% sobre el valor real.

10- La aplicación de ecuaciones analíticas en el caso en el que ha sido eliminada la dependencia del índice de consistencia y en el caso del fluido newtoniano de viscosidad equivalente dan lugar a una buena aproximación al resultado obtenido en estos casos.

4.4 Intercambio de calor.

11- Las altas viscosidades desarrolladas en los tres casos estudiados y las condiciones de entrada impuestas en el intercambiador dan lugar a un lento desarrollo de la capa límite térmica que hace que la región de alta viscosidad próxima al eje de simetría no se vea afectada térmicamente por el fluido refrigerante.

12- La transferencia de calor se ve afectada notoriamente por la viscosidad, haciendo que sea necesaria una buena caracterización reológica del fluido para la obtención de valores realistas del intercambio de calor obtenido en el intercambiador.

13- La adopción de modelos reológicos en los que no se tiene en cuenta todas o algunas de las propiedades reológicas del cremogenado de melocotón dan lugar a resultados mayores de la transferencia de calor de los obtenidos en la realidad.

14- La desviación de los valores obtenidos para la transferencia de calor en los casos simulados está motivada por la variación de los resultados de la viscosidad del fluido. Como norma general se puede afirmar que:

- La mayor viscosidad del caso real genera mayores transferencias de calor en la región de entrada motivadas por la mayor delgadez de la capa límite térmica.
- La transferencia de calor en el proceso de enfriamiento del cremogenado se ve perjudicada a medida que el fluido se enfría debido al aumento que la disminución de la temperatura produce sobre la viscosidad. Este efecto se observa sobre todo en la región de salida del intercambiador.

15 - La aplicación de ecuaciones analíticas para el cálculo de la transferencia de calor dan resultados aproximados que introducen errores de hasta un 30% del valor real transferido. Estos errores están motivados por la adopción de valores medios para las propiedades y temperaturas desarrolladas por el cremogenado de melocotón.

16 - El principal problema que se plantea al aplicar este tipo de ecuaciones, además del error introducido, es la necesidad de conocer un gran número de parámetros que forman parte de las incógnitas del problema como son la temperatura de salida de los dos fluidos y la definición de un índice de consistencia medio en el intercambiador y de un índice de consistencia medio en la pared de intercambio que dan lugar a la necesidad de realizar cálculos iterativos.

5. Bibliografía.

AGUADO, J. (editor); CALLES, J. A.; CAÑIZARES, P.; LÓPEZ, B.; RODRÍGEZ, F.; SANTOS, A.; SERRANO, D. (2000). Ingeniería de la Industria Alimentaria Volumen I Conceptos Básicos. *Ed. Editorial Síntesis*.

ALBARADO, D.; AGUILERA, J. M. Métodos Para Medir Propiedades Físicas en Industrias de Alimentos. *Ed. Acribia. S.A*

ANIA (1996) Mejores técnicas disponibles para la industria alimentaria. *Ed instituto tecnológico agroalimentario*

ARTHEY, D. ; ASHURST, P. R. (1990). Procesado de Frutas. *ED. Acribia, S.A.*

ASHURST, P. R. (1999) Producción y Envasado de Zumos y Bebidas de Frutas Fin Gas. *Ed. Acribia S.A.*

BARROSO, M. M. Caracterización y propiedades anticorrosivas de pinturas marinas modificadas con polímeros conductores; *Ed. Departament d'Enginyeria Química de la Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Industrial de Barcelona*

BONDI, A. (1956). Theories of viscosity. "Rheology, Vol. I". *Ed. Eirich*.

BOURNE, M. C. (1992). Calibration of rheological techniques used for foods. *Ed. J. Food Eng.*

CASP, A. ; ABRIL, J. (2003) Procesos de Conservación de Alimentos. *Ed. Tecnología de alimentos*.

CASP VANACLOCHA, ANA (2003). Procesos de conservación de alimentos. *Ed. Mundi-Prensa*

EARLE, R. L. (1998) Ingeniería de los Alimentos. *Ed. Acribia S.A.*

PALTRINIERI, G.; FIGUEROA, F. (1993). Procesamiento de frutas y hortalizas mediante métodos artesanales y de pequeña escala. *Ed. FAO*

FERGUSON, J.; KEMBLOWSKI, Z. (1991). Applied Fluid Rheology. *Ed. Cambridge: Elsevier Science Publishers LTD.*

GARZA, S. (1999) Caracterización reológica y microbiológica, y cinéticas de deterioro en cremogenado de melocotón. *Ed. Universidad de Lérida*.

GALINDO, P. (2004) Aguas, zumos, cervezas y refrescos: Innovación y crecimiento en un mercado maduro. *Ed. Distribución y Consumo* .

GEANKOPLIS, C. J. (1992) Procesos de transporte y operaciones unitarias. *Ed. Cecsá*.

- GEANKOPLIS, C. J. (2003). Transport Processes and Separation Process Principles 4^a ed. *Ed. Prentice Hall*.
- CHARM, S. E. (1960). Viscosimetry of non-newtonian food materials. *Ed. Food Research*.
- HACKLEY, A.; FERRAIS, F. Guide to Rheological Nomenclature: Measurements in Ceramic Particulate Systems. *Ed. NIST*
- HAYES, G. D. (1992). Manual de datos para ingeniería de los alimentos. *Ed. Acribia S.A.*
- HERMIDA BUN, J. R. (2000) Fundamentos de Ingeniería de Procesos Agroalimentarios. *Ed. Tecnología de alimentos 2000*.
- HERNADEZ, J. Viscosimetría. *Ed. UNIPAZ*.
- HRS-spiratube (2006). Particulados y preparados de frutas y verduras en aséptico.
- IBARZ, A. (1992). Caracterización reológica de pulpas concentradas de ciruela y melocotón. *Ed. Tecnol. Aliment*.
- IBARZ, A ; BARBOSA, V (2005). Operaciones Unitarias en la Ingeniería de Alimentos. *Ed. Tecnología de alimentos*.
- INCROPERA, F. J.; P. DE WIIT (1999) Fundamentos de la transferencia de calor, 4^a ed. *Ed. Prentice Hall*.
- LÁZARO, M.; CUESTA, J.; IGEA, M. (1999). Alergia a rosáceas: el melocotón. *Ed. Alergol Inmunol Clin*.
- LANGREO, A. N. (2005) Frutas y hortalizas: un sector emergente.
- LAPASIN, R.; PRICL, S. (1995). Rheometry. *Ed. Blackie Academic & Professional*
- LEGISCOMEX (2006). Frutas y vegetales preservados en la unión europea (UE).
- LLAMBÍAS, E. J. (2001). Geología de los cuerpos ígneos. *Ed. Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas Facultad de Ciencias Naturales e Instituto Miguel Lillo Universidad Nacional de Tucumán*
- MADRID, A.; J. MADRID (2001) Nuevo Manual de Industrias Alimentarias *Ed. AMV ediciones – Mundi Prensa*.
- MADRID, M (2000) Reología de los sistemas adhesivos. *Ed. Loctite España*.
- MAPA (2004) Libro Blanco 1^o parte: SUBSECTORES AGRÍCOLAS.

MAPA (2003) Cuadernos de información económica sobre la Industria Agroalimentaria NÚMERO 17 1er SEMESTRE.

MARTÍNEZ, J. R. (2002). Reología, comportamiento mecánico de las rocas. *Ed. Universidad de Salamanca*

RAO, M. A.; (1974). Flow properties of tropical fruit purees. *Ed. J. Food Sci.*

RODRÍGEZ, F. (editor); CALLES, J. A.; CAÑIZARES, P.; LÓPEZ. B.; AGUADO, J.; SANTOS, A.; SERRANO, D. (2000). Ingeniería de la Industria Alimentaria Volumen III Operaciones de Conservación de Alimentos. *Ed. Editorial Síntesis.*

SHERMAN, P. (1970). Industrial rheology. *Ed. Academic Press. New York.*

STEFFE, J. F. (1996). Rheological methods in food process engineering. *Ed. Michigan: Freeman Press.*

TOJO, R. (2003). Consumo de zumos de frutas y de bebidas refrescantes por niños y adolescentes en España. Implicaciones para la salud de su mal uso y abuso. *Ed. Comité de Nutrición de la Asociación Española de Pediatría.*

TOLEDO, R. T. (1991). Fundamentals of Food Process Engineering. *Ed. Van Nostrand Reinhold*

TSCHEUSCHNER, H. D. (2001) Fundamentos de Tecnología de Alimentos. *Ed. Acribia, S.A.*

Anexos

ANEXO II: Ecuaciones para la caracterización de flujo no newtoniano.

II. I Introducción:

El esfuerzo cortante τ definido por la ecuación, $\tau = \mu \left(-\frac{\partial v}{\partial y} \right)$, también puede interpretarse como *un flujo de momento*, esto es, la velocidad o flujo de momento por unidad de área. Las unidades de momento son masa por velocidad en $kg \cdot m/s$. El esfuerzo cortante puede escribirse como:

$$\tau = \frac{kg \cdot m/s}{m^2 \cdot s} = \frac{momento}{m^2 \cdot s} \quad (1)$$

Esta ecuación expresa una cantidad de movimiento transferida por segundo y por unidad de área.

Esta idea puede ilustrarse considerando la interacción entre dos placas adyacentes separadas por un fluido y que tienen velocidades distintas. El movimiento de la capa superior transmite un momento a las moléculas adyacentes, que a su vez chocan con las de menor velocidad transmitiéndoles parte de su momento, de manera que estas se aceleran. De esta manera las capas más rápidas tienden a acelerar las capas más lentas, mientras que las lentas ejercen el efecto contrario y esto produce un intercambio continuo de momento entre moléculas. El signo negativo indica que el momento se transfiere de regiones de mayor a menor momento (J. Geankoplis, 1992).

II. II Balance de momento en un conducto y perfil de velocidades.

De forma genérica el balance de momento lineal para un volumen de control se puede expresar:

$$\sum F = \iint_A \rho v (v \cdot n) dA + \frac{\partial}{\partial t} \iiint_V \rho v dV \quad (2)$$

Donde: $\sum F = F_g + F_p + F_s$

Siendo:

F_g Fuerza causada por la acción de la gravedad sobre la masa total

M del volumen de control

F_p Fuerza causada por las presiones que actúan sobre el sistema fluido.

F_s Fuerza de fricción o cortante que desarrolla sobre el fluido una pared sólida cuando la superficie de control atraviesa el sistema entre el fluido y la pared sólida.

En este apartado vamos a estudiar el flujo de fluido dentro de un conducto circular. En la figura se muestra un líquido incompresible, con flujo laminar y un volumen de control cilíndrico con radio interior r , un espesor Δr y longitud Δx . El flujo está totalmente desarrollado.

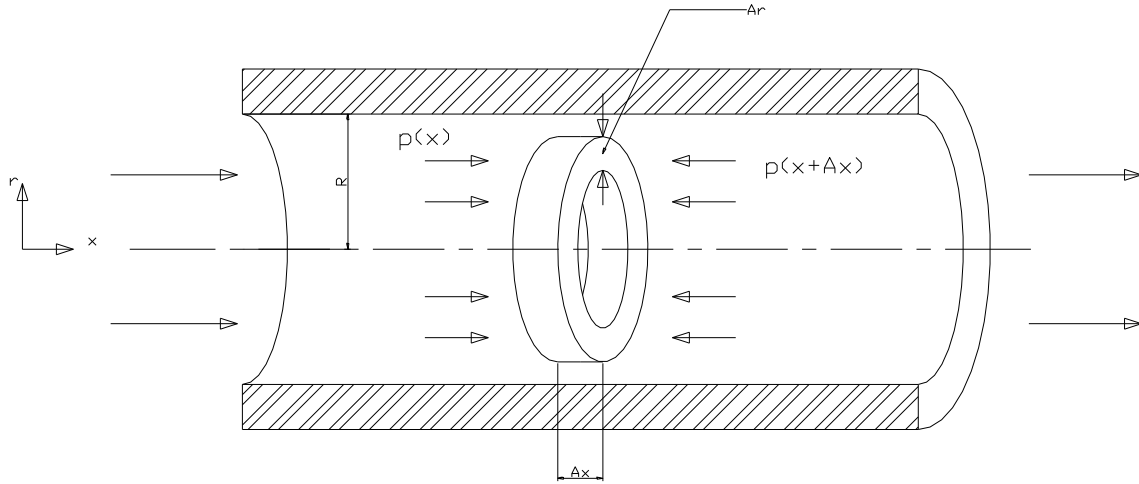


Figura II. I: Volumen de control y nomenclatura adoptados en el estudio.

Con estas condiciones, tanto el término de acumulación de momento como el flujo convectivo neto a lo largo de la superficie anular en x y $x+\Delta x$ se hacen nulos, puesto que el flujo está totalmente desarrollado y los términos son independientes de x . Esto es cierto, puesto que v_x en x es igual a v_x en $x+\Delta x$:

$$\iint_A \rho v(v \cdot n) dA = 0 \quad \text{y} \quad \frac{\partial}{\partial t} \iiint_V \rho v dV = 0$$

y por tanto las fuerzas que actúan en el volumen de control han de estar en equilibrio, de las que, si despreciamos el efecto de la gravedad, tenemos que:

$$F_p = pA|_x - pA|_{x+\Delta x} = p(2\pi r \Delta r)|_x - p(2\pi r \Delta r)|_{x+\Delta x} \quad (3)$$

donde:

$pA|_x$ y $pA|_{x+\Delta x}$ representan la presión por unidad de área a la entrada y a la salida del volumen de control.

Por otro lado tenemos que la fuerza cortante o fuerza de arrastre (F_s) que actúa sobre la superficie cilíndrica para el radio r es el esfuerzo cortante, τ_{rx} , multiplicado por el área $2\pi r \Delta r$. Además esto también puede considerarse como la velocidad de flujo de momento de entrada en la superficie cilíndrica del volumen de control. Por lo tanto, la velocidad neta de flujo de momento (eflujo_neto) es la velocidad de salida de momento menos la velocidad de entrada de momento quedando:

$$\text{eflujo_neto} = (\tau_{rx} 2\pi r \Delta x)|_{r+\Delta r} - (\tau_{rx} 2\pi r \Delta x)|_r \quad (4)$$

Igualando las ecuaciones 3 y 4, para que se cumpla el equilibrio de fuerzas, tenemos:

$$\frac{(\tau_{rx}r)|_{r+\Delta r} - (\tau_{rx}r)|_r}{\Delta r} = \frac{r(p|_x - p|_{x+\Delta x})}{\Delta x} \quad (5)$$

En un flujo totalmente desarrollado, el gradiente de presión ($\Delta P/\Delta x$) es constante y se transforma en ($\Delta P/L$), donde ΔP es la caída de presión para una tubería de longitud L . Suponiendo que Δr tiende a cero se obtiene:

$$\frac{d(r\tau_{rx})}{dr} = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)r \quad (6)$$

Separando variables e integrando,

$$\tau_{rx} = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)\frac{r}{2} + \frac{C_1}{r} \quad (7)$$

Cuando $r = 0$ la constante de integración C_1 debe de ser cero si el flujo de momento no es infinito. Por consiguiente,

$$\tau_{rx} = \left(\frac{\Delta P}{2L}\right)r = \frac{p_0 - p_L}{2L} r \quad (8)$$

Por lo tanto el flujo de momento varía linealmente con el radio, y el valor máximo se observa para $r = R$ en la pared.

A partir de este resultado se pueden deducir los diferentes perfiles de velocidad en conductos para las diferentes leyes de viscosidad de los modelos reológicos.

- *Fluidos newtonianos:* Para el caso de fluidos newtonianos a partir del resultado mostrado en el apartado anterior (8) y sustituyendo en la ecuación de la viscosidad de newton,

$$\tau_{rx} = -\mu_a \frac{\partial v_x}{\partial r}$$

se obtiene la siguiente ecuación diferencial para la velocidad:

$$\frac{\partial v_x}{\partial r} = -\left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} r\right) \quad (9)$$

Integrando con la condición límite de que en la pared, $v_x = 0$ cuando $r = R$, se obtiene la ecuación:

$$v_x = \frac{P_o - P_L}{4\mu L} R^2 \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (10)$$

Ecuación que define el perfil de velocidades para cualquier valor de r y el flujo que presenta dicho perfil se denomina flujo de *Poiseuille*.

- *Fluidos pseudoplásticos y dilatantes*: para este caso la ley de la viscosidad que rige este comportamiento reológico es la ley de *Ostwald-de Waele* donde:

Ley de la viscosidad de Newton: $\tau_{rx} = \mu_a \frac{\partial v_x}{\partial r}$

Viscosidad aparente para este modelo es de la forma: $\mu_a = K \left(-\frac{\partial v_x}{\partial r} \right)^{n-1}$ (11)

De las ecuaciones 9 y 10 obtenemos la ley de *Ostwald-de Waele*:

$$\tau_{rx} = K \left(-\frac{\partial v_x}{\partial r} \right)^n \quad \text{para } n < 1$$

Procediendo de igual manera que para fluidos newtonianos y sustituyendo en la ecuación anterior (8) obtenemos la ecuación diferencial:

$$\frac{\partial v_x}{\partial r} = \left(\frac{P_o - P_L}{2KL} r \right)^{1/n} \quad (12)$$

Que integrando con la condición límite de que en la pared, $v_x = 0$ cuando $r = R$, tenemos:

$$v_x = \frac{n}{n+1} \left(\frac{P_o - P_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right] \quad (13)$$

Este resultado tiene un carácter más general que la obtenida para fluidos newtonianos pudiéndose alcanzar la misma solución cuando el índice de comportamiento del flujo adopta el valor $n=1$. El flujo que presenta este tipo de perfil se denomina de Rabinowitsch-Mooney (J. Geankoplis, 2003), y para fluidos pseudoplásticos, presenta una forma de paraboloide achatado que cae a cero en la pared y alcanza su máximo en el eje.

$$v_{x_max} = \frac{n}{n+1} \left(\frac{P_o - P_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \quad (14)$$

II. III Caudal volumétrico en conductos:

Una vez queda determinado el perfil de velocidades que va a desarrollar el fluido al circular por el conducto, queda definir cuál va a ser el caudal volumétrico característico para dicho perfil, necesario, entre otros aspectos, para determinar la bomba de flujo que será necesaria.

En este caso, al igual que ocurría para los perfiles de velocidad, el resultado se va a ver influido por la ley de viscosidad que presente el material. Pero a diferencia del apartado anterior solo se va a determinar el caudal volumétrico para fluidos pseudoplásticos y dilatantes por ser una solución general con la que se puede llegar a la solución de fluido newtoniano imponiendo un índice de comportamiento del flujo igual a 1.

Para calcular el caudal volumétrico, es necesario determinar la sección transversal que es atravesada por el flujo. Para el volumen de control especificado en los apartados anteriores tenemos que:

$$dA = \pi[(r + dr)^2 - r^2] = \pi(r^2 + 2rdr + dr^2 - r^2) \Rightarrow dA = 2\pi r dr$$

Por lo tanto el caudal volumétrico que atraviesa el conducto será:

$$dQ = 2\pi r v dr \text{ donde } v \text{ es la velocidad en cada punto}$$

Integrando para todo el conducto obtenemos el caudal:

$$\begin{aligned} \int_0^{R_0} dQ &= \int_0^{R_0} 2\pi r v dr \\ Q &= \int_0^{R_0} 2\pi r \left[\frac{n}{n+1} \left(\frac{P_0 - P_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{((n+1)/n)} \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right] \right] dr \\ Q &= R_0^2 \pi \left[\frac{n}{3n+1} \right] \left(\frac{P_0 - P_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \end{aligned} \quad (15)$$

Partiendo de esta ecuación se puede determinar de forma sencilla la velocidad media desarrollada por el flujo en el conducto, para ello hay que dividir entre el área del mismo:

$$v_{x-av} = \left[\frac{n}{3n+1} \right] \left(\frac{P_0 - P_L}{2KL} \right)^{1/n} R_0^{(n+1)/n} \quad (16)$$

La relación entre la velocidad media en régimen laminar y la velocidad máxima (14) calculada anteriormente es por lo tanto:

$$v_{x-av} = \left(\frac{n+1}{3n+1} \right) v_{x-max} \quad (17)$$

Para hacernos una idea de la influencia que tiene el índice de comportamiento del flujo es común en la bibliografía, encontrar gráficas adimensionales, en las que se representa el perfil del flujo para diferentes valores de n . La adimensionalización se lleva a cabo dividiendo la velocidad de cada punto de la sección transversal por la velocidad media calculada en este apartado:

$$\frac{v_x}{v_{x_{av}}} = \frac{3n+1}{n+1} \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right] \quad (18)$$

La gráfica obtenida es de la forma:

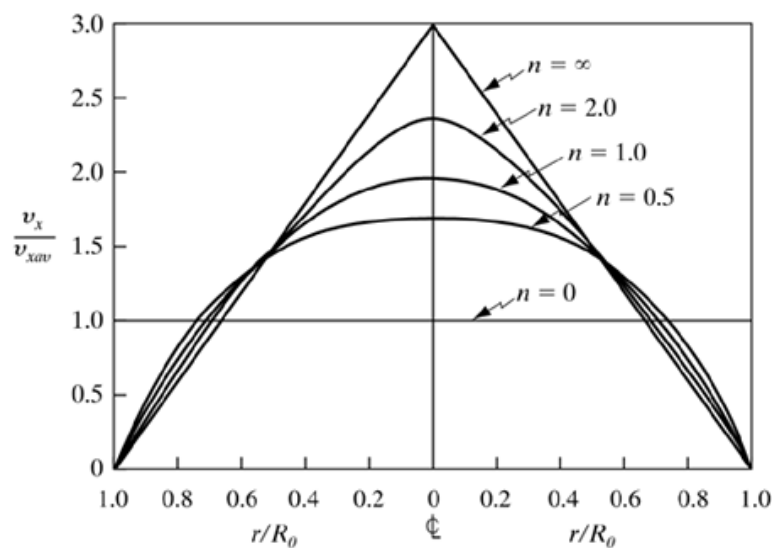


Figura II. II: Perfiles de velocidades adimensionales para diferentes índices de consistencia.

Donde se observa como para el caso de que $n = 1$ el perfil de velocidades adopta una forma parabólica característica para flujos laminares de fluidos newtonianos en conductos. Además, a medida que el índice de comportamiento del flujo disminuye, la variación de la velocidad de deformación en la zona central del conducto también disminuye, adoptando el perfil de velocidades una forma más “aplanada” por el centro. Esto es debido a que cuando mayor es el comportamiento seudoplástico del fluido, mayor es la resistencia a la deformación que presenta para gradientes de deformación pequeños. Para el caso extremo en el que $n=0$, la resistencia a la deformación se hace infinita, desplazándose el fluido como un bloque. Para el caso de fluidos seudoplásticos ocurre el efecto contrario, a medida que aumenta el índice de comportamiento la viscosidad para las zonas centrales del conducto disminuye, fluyendo con mayor velocidad al encontrar menor resistencia. Para el caso extremo en el que el índice de consistencia sea $n = \infty$ el perfil de velocidades se vuelve una función lineal con el radio. (J. Geankoplis, 2003 ; R. Toledo, 1991).)

II. IV Esfuerzo cortante y velocidad de deformación en la pared (τ_w y y'_w)

Con todo lo expuesto en los apartados anteriores estamos en disposición de determinar las ecuaciones que sirven para deducir el esfuerzo cortante y velocidad de deformación en la pared, que serán empleadas en el apartado de viscosímetros de pistón del ANEXO III, y que ahora se demuestran.

Para ello, el primer paso es determinar el esfuerzo cortante que somete el fluido a la pared, que es común para todo tipo de fluidos y que ya ha sido deducido de forma genérica en la ecuación (8):

$$\tau_{rx} = \frac{p_0 - p_L}{2L} R = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (19)$$

La velocidad de deformación en la pared se ve influida por el perfil de velocidades, que a su vez es característico del comportamiento del fluido, siendo por ello necesario un estudio independiente para cada tipo de fluido:

- *Fluidos newtonianos*: Por consideraciones de carácter prácticos, es común en la bibliografía que este parámetro venga en función de la velocidad media, que para el caso de fluidos newtonianos ($n=1$) tiene la forma:

$$v_{x_{av}} = \frac{\Delta P R_0^2}{8\mu L} \quad (20)$$

y por tanto el perfil de velocidades será:

$$v_x = 2v_{x_{av}} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (21)$$

Derivando la ecuación:

$$\frac{\partial v_x}{\partial r} = 2v_{x_{av}} \left[\frac{2r}{R^2} \right] \text{ y para } r=R \text{ tenemos: } \left. \frac{\partial v_x}{\partial r} \right|_w = \frac{8v_{x_{av}}}{D}$$

Ecuación que se expuso la instrumentación de viscosímetros de pistón.

- *Fluidos pseudoplásticos y dilatantes*: la ecuación de la velocidad media para los fluidos con este comportamiento es de la forma:

$$v_{x_{av}} = \left[\frac{n}{3n+1} \right] \left(\frac{p_0 - p_L}{2KL} \right)^{1/n} R_o^{(n+1)/n} \quad (22)$$

Quedando el perfil de velocidades:

$$v_{x_{-av}} = v_{x_{-av}} \left[\frac{3n+1}{n+1} \right] \left[1 - \left(\frac{r}{R_0} \right)^{(n+1)/n} \right] \quad (23)$$

Cuya derivada será:

$$\frac{\partial v_x}{\partial r} = v_{x_{-av}} \left(\frac{3n+1}{n} \right) \left[\frac{r^{1/n}}{R^{(n+1)/n}} \right] \text{ y en la pared: } \left. \frac{\partial v_x}{\partial r} \right|_w = v_{x_{-av}} \left(\frac{3n+1}{n} \right) \left[\frac{1}{R} \right]$$

Reorganizando términos tenemos:

$$\left. \frac{\partial v_x}{\partial r} \right|_w = \frac{3n+1}{4n} \left(\frac{8v_{x_{-av}}}{D} \right) \quad (24)$$

Para las propiedades de fluidos que siguen la ley de potencia de la viscosidad, obtenidas a partir de viscosímetros de pistón se suele reorganizar los parámetros de la ecuación de la siguiente manera:

$$\frac{D\Delta P}{4L} = K' \left(\frac{8v_{z_{-av}}}{D} \right)^{n'} \quad (25)$$

Donde: $n' = n$

$$K' = K \left(\frac{3n'+1}{4n'} \right)^{n'}$$

Por lo tanto la ecuación anterior es tan solo otra expresión de la ley de potencia, siendo las unidades de K y K' las mismas, diferenciándose exclusivamente en la manera en las que se obtienen. Para el caso de K , la medida ha sido tomada de un viscosímetro giratorio, mientras que para el caso de K' se ha obtenido de un viscosímetro capilar. Esta sutil diferencia a de tenerse en cuenta a la hora coger datos de las tablas en las que se incluyen las propiedades típicas de flujo, a fin de evitar posibles problemas de nomenclatura. La diferencias entre el viscosímetro capilar y el viscosímetro giratorio, así como las ecuaciones necesarias para su utilización vienen recogidas en el ANEXO III del presente proyecto.

ANEXO III: Medidas en reología.

El objetivo del presente anexo, y dada la amplia variedad de modelos utilizados para describir las características del flujo desarrollado por la mayoría de los productos existentes, es realizar una introducción a los diferentes métodos y técnicas mediante los cuales se pueden determinar las propiedades reológicas que definen a un fluido, y que van a proporcionar la información necesaria para la correcta aplicación de los modelos reológicos que lo gobiernan.

Los aparatos que permiten determinar de forma experimental dichas propiedades se denominan *viscosímetros*, y, aunque existen en el mercado una amplia variedad de estos aparatos, se pueden clasificar principalmente en dos categorías: De tipo rotacional y de tipo capilar o tubo.

Una característica común tanto de los viscosímetros rotacionales como de los capilares es que deben poseer un mecanismo que permita inducir un flujo medible y otro mecanismo que permita tomar medidas de la fuerza aplicada. Además, la geometría del sistema en el cual tiene lugar el flujo ha de ser lo más simple posible, de manera que la fuerza y el flujo puedan ser convertidas con facilidad en el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación respectivamente.

III. I Viscosímetros rotatorios.

En este tipo de instrumentos el líquido en estudio se sitúa entre dos superficies sólidas, una de las cuales permanece estacionaria mientras la otra gira a una determinada velocidad constante por aplicación de un par de torsión. Las medidas se llevan a cabo variando el par aplicado (T) y registrando la velocidad de giro de la superficie sólida (ω) o viceversa. Dependiendo de la geometría se distinguen diferentes tipos de viscosímetros rotatorios: cilindros concéntricos, plato y cono, cono-cono, platos paralelos, disco, etc. Los más comunes son los primeros (J.Aguado, 1999).

III. I. I Viscosímetro de cilindros concéntricos

El viscosímetro coaxial es el instrumento de caracterización reológica de mayor aplicación en la industria alimentaria. Es, además, uno de los viscosímetros más antiguos puesto que fue desarrollado y extensamente empleado durante el siglo XIX.

Se caracteriza por presentar una geometría sencilla constituida por dos cilindros coaxiales de radios R_1 y R_2 de forma que el espacio que queda entre los mismos (δ o GAP) está ocupado por el líquido a analizar. El cilindro rotatorio puede ser el exterior o el interior, siendo este último caso el más frecuente. Para el caso en el que sea el vaso de medición el que gira, permaneciendo el cilindro interior fijo, se denomina sistema Couette, mientras que si es al revés, es decir, el cilindro interior gira y el vaso permanece fijo se denomina sistema Searle. La transición de flujo laminar a turbulento ocurre a velocidades de giro más elevadas en el sistema Couette que en el Searle.

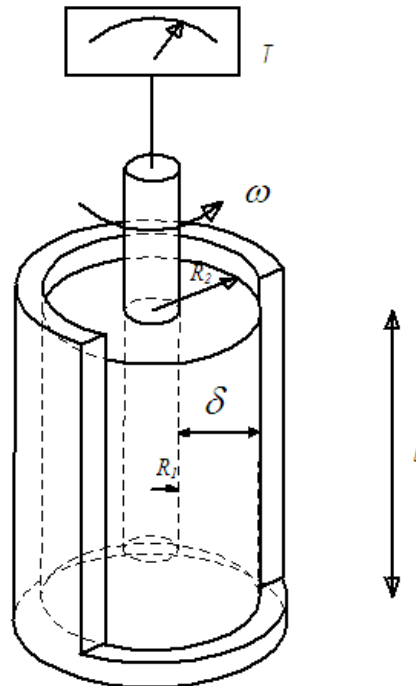


Figura III. I: Viscosímetro rotatorio y parámetros necesarios para su empleo.

Como dijimos con anterioridad, durante la operación de medida, el cilindro o el vaso giran a una velocidad constante, mientras el otro permanece constante obteniendo parejas de valores experimentales (T - ω), a partir de los cuales se pueden obtener los parámetros reológicos del fluido en cuestión.

Para poder obtener los parámetros es preciso que se cumplan una serie de requisitos descritos a continuación:

- El flujo ha de ser estacionario
- El par transmitido por el elemento móvil hacia el fijo, a través del fluido, debe ser constante.
- No existe distorsión del campo de flujo por el efecto borde de los cilindros

Una vez se cumplen los requisitos, será necesario en primer lugar y de forma sencilla dada la geometría, determinar el esfuerzo de cortadura al que está sometido el cilindro τ_w . Donde la fuerza a la que se encuentra sometida la superficie del cilindro interior para vencer la resistencia a la rotación es de la forma T/R_i , y por lo tanto

$$\tau_w = \frac{T}{R_i 2\pi R_i L} = \frac{T}{R_i^2 (2\pi L)} \quad (1)$$

El siguiente paso sería determinar del gradiente de deformación, acción que presenta una mayor complejidad, ya que el gradiente se va a ver afectado por la distancia existente entre los dos cilindros (GAP) y por el tipo de fluido que estemos analizando, pudiéndose diferenciar dos configuraciones:

Viscosímetros con GAP estrecho y viscosímetros con GAP ancho (J.Aguado, 1999; J. Geankoplis, 2003; R. Toledo, 1991).

III. I. I. I Viscosímetros de GAP estrecho ($\delta/R_1 < 0,1$)

Para este tipo de viscosímetros el espacio que ocupa el fluido entre ambos cilindros es pequeño permitiendo que el perfil de velocidades desarrollado por el fluido sea aproximadamente lineal al admitir la condición de no deslizamiento entre superficie y fluido. De esta forma se obtiene que el gradiente de deformación es de la forma:

$$y' = \left(-\frac{\partial v}{\partial r} \right) = \frac{wR_1}{\delta} \quad (2)$$

donde el signo negativo del gradiente de velocidad tiene en cuenta que, con la configuración existente, la velocidad local del fluido disminuye al aumentar r .

Por aplicación de las ecuaciones anteriores a los datos experimentales obtenidos en el viscosímetro somos capaces de llegar a una nueva tabla de valores $\tau - y'$ que al ser representada gráficamente permite determinar el comportamiento reológico del fluido.

A modo de aclaración y dado que es el caso más sencillo, supongamos por ejemplo que queremos realizar un estudio de los parámetros reológicos de un fluido cuyo comportamiento está gobernado por la ley de potencia. Para ello disponemos de un viscosímetro de cilindros concéntricos en el que el cilindro interior tiene un diámetro de 1 cm y el exterior de 1.5 cm. La altura de ambos cilindros es de 6 cm. El máximo par que es capaz de suministrar el viscosímetro es de 7187 dynes/cm. Se realizan una serie de ensayos a diferentes velocidades de giro y se anotan las medidas obtenidas del par aplicado, obteniendo la siguiente tabla:

| N (rpm) | Par de torsión (% del par máximo) |
|------------|--|
| 2 | 15 |
| 4 | 26 |
| 10 | 53 |
| 20 | 93 |

Tabla III. I

Mediante la aplicación de las ecuaciones (1) y (2) obtenemos τ_w y y'_w :

$$\tau_w = \frac{T}{R_1^2 (2\pi L)} = \frac{7187 \cdot \% \text{ par} \cdot 0.01}{(0.5)^2 (2\pi 6)}$$

$$y'_w = \frac{2\pi(0.005)N}{(0.015 - 0.01)(0.5)(60)}$$

obteniendo la siguiente tabla de valores:

| N (rpm) | Par de torsión (% del par máximo) | τ_w (1/s) | y'_w (dynes/cm ²) |
|------------|--|-------------------|------------------------------------|
| 2 | 15 | 0.4188 | 114.38 |
| 4 | 26 | 0.8377 | 198.26 |
| 10 | 53 | 2.0944 | 404.16 |
| 20 | 93 | 4.1888 | 709.18 |

Tabla III. II

Por último tenemos que la ley de potencia se escribe de la forma:

$$\tau = Ky'^n \quad (3)$$

Y por tanto al realizar una representación gráfica de los resultados obtenidos en escala logarítmica, obtendremos la ecuación de una recta en la que el término independiente es el índice de consistencia del flujo y la pendiente de la recta en índice de comportamiento, quedando definidos los valores de las constantes reológicas del fluido:

$$\log \tau_w = \log K + n \log y'_w \quad (4)$$

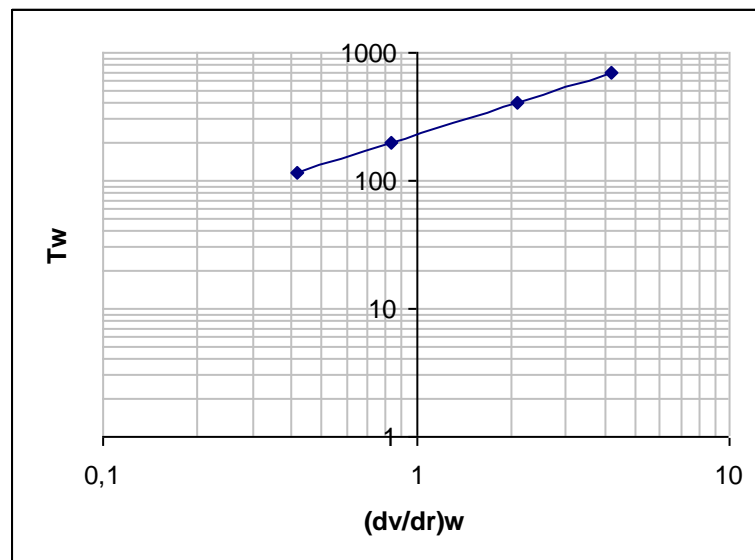


Figura III. II: Representación gráfica en escala logarítmica de τ_w frente a y'_w .

Para el ejemplo los valores obtenidos para el índice de consistencia y el índice de comportamiento son: $n=0.784$ y $K=22.5 \text{ Pa} \cdot \text{s}^n$ (R. Toledo, 1991).

III. I. I. II Viscosímetros de GAP ancho ($\delta/R_1 > 0,1$)

En este caso, el perfil de velocidad no puede considerarse lineal y, por lo tanto, el gradiente de velocidad varía en cada medida de un punto a otro a lo largo de la coordenada radial. En este caso la forma desarrollada por el perfil de velocidades del fluido deja de ser lineal adoptando un perfil de velocidades que viene determinado por el comportamiento reológico del fluido. Por lo tanto las ecuaciones que describen esta configuración dependerán del tipo de fluido, siendo necesario calcular el gradiente de velocidad para cada modelo reológico.

- *Fluidos newtonianos*: Para este tipo de fluidos el gradiente de velocidad es:

$$\left(-\frac{\partial v}{\partial r}\right)_w = \frac{2\omega}{1-\left(R_1/R_2\right)^2} \quad (5)$$

Resultado al que se llega partiendo de la Ley de viscosidad de newton, $\tau = \eta\gamma'$, y conociendo la velocidad de giro ω y el esfuerzo cortante:

$$\tau = \eta\left(-\frac{\partial v}{\partial r}\right) = \eta r\left(-\frac{\partial \omega}{\partial r}\right) \quad (6) \text{ y } \tau = \frac{T}{2\pi r^2 L} \quad (7)$$

Igualando ambas ecuaciones y separado variable tenemos que:

$$\partial \omega = -\frac{T}{2\pi \eta L} \frac{\partial r}{r^3}$$

Donde si integramos para resolver la ecuación diferencial tenemos:

$$\int_0^\omega \partial \omega = -\frac{T}{2\pi \eta L} \int_{R_1}^{R_2} \frac{\partial r}{r^3}$$

$$\omega = -\frac{T}{4\pi \eta L} \left[\frac{1}{R_1^2} - \frac{1}{R_2^2} \right] \quad (8)$$

Ordenando los parámetros tenemos que:

$$\frac{T}{2\pi r^2 L} = \eta \left(\frac{2\omega}{1-\left(R_1/R_2\right)^2} \right) \quad (9)$$

Por lo que la representación gráfica de $\omega - T$, así como la representación gráfica de $\tau_w - \gamma'_w$ para un fluido newtoniano ha de ser una línea recta que pasa

por el origen de coordenadas y de cuya pendiente se puede obtener la viscosidad del mismo.

- *Fluidos pseudoplásticos y dilatantes:* Mediante un tratamiento matemático análogo al realizado para fluidos newtonianos, sustituyendo la ley de viscosidad de newton por la ley de potencia, se llega a la ecuación:

$$\omega = \frac{n}{2K^{1/n}} \left(\frac{T}{2\pi L} \right)^{1/n} \left[\frac{1}{R_1^{2/n}} - \frac{1}{R_2^{2/n}} \right] \quad (10)$$

O en función del gradiente de deformación:

$$\left(-\frac{\partial v}{\partial r} \right)_w = \frac{2\omega}{n[1 - (R_1/R_2)^{2/n}]} \quad (11)$$

Esta ecuación, al igual que ocurría en el caso anterior, es linealizable tomando logaritmos en ambos miembros, de forma que a partir de la ordenada en el origen y la pendiente de la representación gráfica $\log \omega - \log T$ se pueden obtener los parámetros reológicos K y n .

Por último decir que aunque este tipo de configuración presenta una mayor complicación en su formulación, es imprescindible para el estudio de fluidos que contienen partículas sólidas grandes como es el caso de los purés y pulpas de fruta (Rao, 1974) ya que la corona anular estrecha imposibilita el flujo de dichos fluidos.

III. I. II Viscosímetros de plato y cono

Son instrumentos extensamente utilizados en el laboratorio e industrialmente para medir las propiedades de flujo. Constan de un cono que gira sobre una placa estacionaria. El ángulo existente entre el cono y la placa ha de ser menor de 5° para poder considerar que el perfil de velocidades es lineal y la velocidad de deformación constante en cada medida, además de esta forma se evitan las posibles distorsiones que pueden generar los efectos de borde.

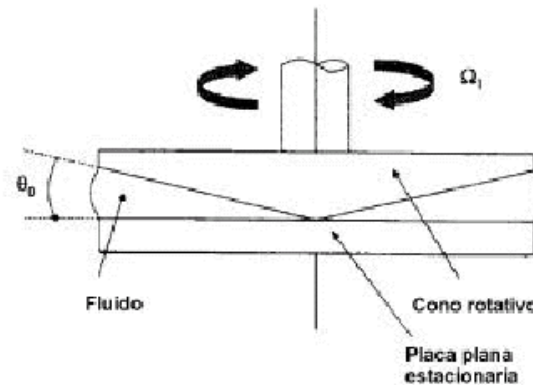


Figura III. III: Viscosímetro rotatorio de plato y cono (M. Madrid, 2000).

Algunas de las ventajas que presenta este tipo de viscosímetros son: el tamaño tan reducido de muestra que precisa, la facilidad para controlar la temperatura, la amplitud de velocidades de deformación que abarca y la posibilidad de caracterizar el perfil reológico del numerosos productos de una forma completa y precisa.

Por último decir que las ecuaciones que permiten deducir el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación en este tipo de aparatos fueron deducidas por Brodkey en 1967 (J.Aguado, 1999; M. Madrid, 2000).

III. II Viscosímetros capilares.

La determinación de la viscosidad con estos viscosímetros se basa en la medida del tiempo necesario para que el líquido fluya entre dos señales que encierran un volumen fijo con forma de tubo. Su fundamento teórico consiste en que cuando un fluido fluye a través de un tubo forma un gradiente de velocidad y se induce un cizallamiento. Esto da lugar a una caída de presión que depende del perfil de velocidades que, a su vez, es característico de cada tipo de fluido. Dependiendo de dicha caída de presión el tiempo que el fluido tarda en recorrer la distancia entre las dos señales varía.

El conducto por el que circula el fluido suele ser un tubo capilar de diámetro muy reducido a fin de asegurar que el fluido se desplace en régimen laminar. El fluido es inducido a circular a través del tubo por medio de la gravedad o, para el caso en el que el fluido presente una elevada viscosidad, aplicando una presión constante a la entrada. También es frecuente en este último caso la utilización de tubos capilares de mayor diámetro para que los tiempos no resulten excesivamente largos.

Por lo tanto, de forma genérica, un viscosímetro capilar consta esencialmente de cuatro partes: un depósito del fluido, un tubo capilar de dimensiones conocidas, un dispositivo de control y medida de la presión aplicada y un dispositivo para determinar la velocidad de flujo. Los viscosímetros comerciales pueden dividirse en dos tipos principales: los viscosímetros de capilar de vidrio y los de cilindro-pistón (Lapasin y Pricl, 1995)

III. II. I Viscosímetros de vidrio.

Uno de los viscosímetros más comunes para el caso sencillo en el que el flujo es inducido por acción de la gravedad es el viscosímetro de Cannon-Fenske.

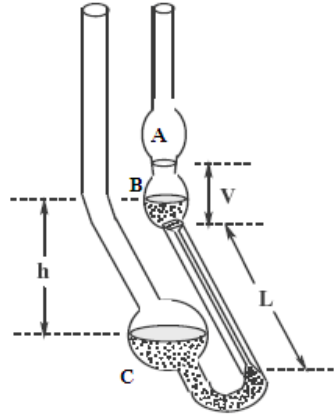


Figura III. IV: Representación esquemática de un viscosímetro Canon-Fenske (J. Hernández).

La forma de operar para obtener la viscosidad con este tipo de instrumentos consiste en introducir fluido por la pata larga del viscosímetro hasta que el bulbo inferior (C) se encuentre medio lleno. A continuación se succiona el fluido introducido por el extremo de los dos bulbos en serie hasta que el nivel superior de fluido se encuentra llenando el bulbo A, en tanto que el nivel en el bulbo inferior (C) está cerca del fondo del mismo. Cuando cesamos de succionar en la pata pequeña, el fluido comienza a fluir por acción de la gravedad. Se mide el tiempo que tarda en fluir el volumen fijo de líquido encerrado en el bulbo B bajo dichas condiciones hidrostáticas conocidas y constantes. Una vez disponemos de dicha medición, y a partir de las ecuaciones de Poiseuille para fluidos newtonianos y de Rabinowitsch-Mooney para fluidos no newtonianos, podemos obtener los valores de la viscosidad de dichos fluidos (R. Toledo, 1991).

De forma sencilla se expone a continuación la formulación necesaria para obtener la viscosidad de un fluido newtoniano. Donde la ecuación de Poiseuille define una que para una caída de presión dada el caudal será de la forma:

$$Q = \frac{\pi R^4}{8\mu} \frac{\Delta P}{L} \quad (12)$$

y, para el caso está en que el tubo capilar está en posición vertical, la caída de presión que induce el flujo por gravedad corresponde a la presión hidrostática, función de la diferencia de altura, h , entre las superficies libres del fluido en las dos ramas del viscosímetro, también denominada caída libre del viscosímetro, y de la densidad del fluido en cuestión, ρ :

$$\Delta P = \rho g h \quad (13)$$

notar que el valor de h , y por tanto de la diferencia de presión aplicada, varía conforme el bulbo superior se va descargando. Para minimizar esta variación, es importante que el fluido no sobrepase el bulbo receptor.

Igualando las dos ecuaciones tenemos que:

$$\frac{\mu}{\rho} = \frac{\pi R^4 gh}{8LQ} \quad (14)$$

Si t_e es el tiempo en el que se vacía el bulbo B y V el volumen de líquido que contiene, el flujo volumétrico del ensayo Q será V/t_e , que sustituida en la ecuación anterior nos da:

$$\frac{\mu}{\rho} = \frac{\pi R^4 gh}{8LV} t_e \quad (15)$$

En donde todos los datos son conocidos a excepción del dato buscado. Por último decir que es común en la bibliografía encontrar agrupados en una constante característica del viscosímetro los factores específicos del mismo, como son la altura del tubo capilar y su diámetro, la altura existente para la caída libre del fluido, y el volumen del bulbo de medida (J. Hernández, UNIPAZ).

III. II. II Vasos de vertido.

Los vasos de vertido son viscosímetros capilares por gravedad con capilar corto, tanto que son realmente “agujeros” en el fondo del recipiente del líquido. En éstos no llega a formarse realmente el gradiente de velocidades, y sólo se dan efectos de entrada, con posibles turbulencias que dificultan la medida. Los instrumentos típicos más sencillos de este tipo son los vasos Ford o DIN. Los resultados de las medidas sólo pueden emplearse para comparaciones relativas de una serie de muestras, a ser posible newtonianas.

La magnitud de error en la medición es muy grande incluso para líquidos newtonianos y no se puede encontrar una relación aceptable con los datos procedentes de viscosímetros absolutos.

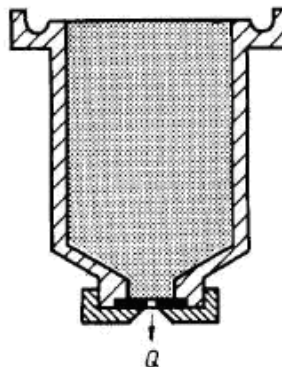


Figura III. V: Representación esquemática de una copa Ford (J. Hernández).

A pesar de todo, se usan aún bastante en la industria porque son baratos y de uso fácil y rápido. Se trata de medir el tiempo que tarda en vaciarse. Cabe recordar que con la misma viscosidad, un líquido más denso tardará más tiempo. Por esto, se define otro parámetro llamado *viscosidad cinemática*, cuyas unidades son los *Stokes* (cm^2/s), que corresponde a viscosidad/densidad, de manera que los fabricantes suelen dar los intervalos de medida en esta magnitud (también ocurre con los viscosímetros de vidrio) (J. Hernández, UNIPAZ).

III. II. III Viscosímetros de pistón

En estos viscosímetros el fluido es obligado a salir del depósito, a través de un tubo o capilar, por medio de un pistón accionado por un dispositivo mecánico, neumático o hidráulico. Los datos que se obtienen son la diferencia de presión entre dos puntos, y la velocidad de flujo volumétrico, que se evalúa a partir de la velocidad de flujo másico (Steffe, 1996). El ángulo formado entre el depósito y el capilar (ángulo de entrada) es importante para evitar la formación de turbulencias en los fluidos viscoelásticos (Ferguson y Kemblowski, 1991).

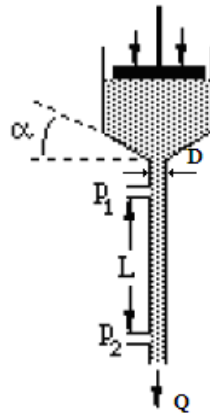


Figura III. VI: Esquema de un viscosímetro de cilindro pistón (J. Hernández).

Estos viscosímetros son adecuados para fluidos no-newtonianos independientes del tiempo ya que su estructura mecánica permite altas presiones y la posibilidad de variar la presión, pudiendo de esta manera obtener distintos valores de τ y y' .

Para determinar las propiedades reológicas del fluido se procede de igual manera que se hacía para viscosímetros rotacionales. En primer lugar, y a partir de los datos suministrados por el viscosímetro, se deducen ecuaciones que permiten determinar el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación en la pared (τ_w y y'_w) para, a continuación, hacer una representación gráfica de los pares de valores obtenidos con la que se determinan los parámetros reológicos del fluido.

También en este caso las ecuaciones del esfuerzo cortante y la velocidad de deformación en la pared se ven influidas por el comportamiento reológico del fluido:

- *Fluido newtonianos:*

$$\tau_w = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (16) \quad \text{y} \quad y'_w = \frac{8v_{x-av}}{D} \quad (17)$$

- *Fluidos pseudoplásticos y dilatantes:*

$$\tau_w = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (18) \quad \text{y} \quad y'_w = \frac{3n+1}{4n} \left(\frac{8v_{x-av}}{D} \right) \quad (19)$$

Para poder comprender la demostración de estas ecuaciones es necesario determinar el perfil de velocidades desarrollado por los fluidos en los conductos circulares, tema que se incluye en el ANEXO II del presente proyecto, siendo en este anexo donde se deducen las ecuaciones de τ_w y y'_w para los diferentes fluidos.

Por último añadir que el interés de estos viscosímetros radica principalmente en que permiten medir velocidades de cizallas muy altas aunque, por el contrario, presentan el inconveniente de que es necesaria una gran cantidad de muestra (J. Geankoplis, 2003).

III. III Criterios de selección de viscosímetros.

Aunque los modelos reológicos descritos permiten definir el comportamiento de muchos de los productos existentes, en muchas ocasiones encontramos en la bibliografía fluidos que en función del autor se le asigna un modelo reológico distinto. El origen de estas discrepancias se debe a la complejidad estructural de algunos fluidos, en las que variaciones durante el estudio de factores secundarios, como la temperatura o la presión, pueden dar lugar a distintos resultados tanto en el modelo más adecuado para su caracterización, como en los valores adoptados por los parámetros que los describen. Todo esto hace que, aunque los parámetros reológicos debieran ser constantes e independientes del sistema de medida empleado, observemos que la elección de dicho sistema sea fundamental para una correcta caracterización del material.

Por lo tanto a la hora de elegir el viscosímetro más adecuado para el estudio de las propiedades reológicas han de tenerse en cuenta sus características más relevantes. En general los viscosímetros rotatorios y los de tubo pueden considerarse complementarios, ya que las ventajas de los primeros representan los inconvenientes de los segundos.

Los viscosímetros rotatorios están especialmente indicados para el estudio de fluidos dependientes del tiempo, puesto que la aplicación de la tensión tangencial se puede prolongar tanto como se quiera. En cambio, en un viscosímetro de tubo el tiempo de residencia del fluido es función directa del caudal volumétrico, el cual se varía de una medida a otra, por lo que los efectos del tiempo y la tensión tangencial sobre las propiedades reológicas aparecen superpuestos.

Otra ventaja de los viscosímetros rotatorios es la ausencia de los efectos de entrada que sí están presentes en los de tubo. En este último caso, la entrada del líquido en el capilar provoca una distorsión del perfil de velocidad que perdura una determinada longitud de conducción, obligando a realizar diseños que minimicen dichos efectos, como diseño de tubos capilares cuya longitud es mucho mayor que el diámetro, pudiendo despreciarse dichos efectos.

No obstante, los viscosímetros rotatorios presentan también esfuerzos parásitos debido a que, en muchas ocasiones, no es despreciable el efecto del rozamiento del fluido con la base del cilindro, siendo preciso utilizar una longitud efectiva algo mayor que la longitud real del cilindro rotatorio.

Como ya comentamos con anterioridad la temperatura es uno de los parámetros de mayor influencia a la hora de tomar medidas reológicas. Esta influencia hace que sea necesario un control de la temperatura a la que se realiza la medida y se llevan a cabo en viscosímetros termostatzados para que dicha temperatura sea constante y uniforme en todo el fluido. Sin embargo, para el caso de viscosímetros rotatorios trabajando a altas velocidades o con fluidos muy viscosos, la disipación de calor por rozamiento puede provocar una elevación de la temperatura en determinados puntos del fluido, con el consiguiente error en las medidas reológicas, problema que no tiene lugar en viscosímetros capilares.

Decir también que el tratamiento de los datos para el caso de viscosímetros rotatorios de GAP estrecho, en los que es posible asumir un perfil de velocidades lineal, presenta una gran simplicidad y una sola formulación es aplicable a todo tipo de fluido. Sin embargo, el intervalo de velocidades en el que pueden trabajar es bastante restringido, ya que esta configuración induce unos elevados gradientes de variación de la velocidad, que pueden dar como resultado la transición de flujo laminar a turbulento y una elevación de la temperatura. En los viscosímetros apilares no tienen lugar este tipo de problemas, al ser precisas elevadas velocidades de circulación del fluido por el tubo capilar, de pequeño diámetro, para conseguir un régimen turbulento. Por último, y como ya mencionamos anteriormente, la configuración en GAB estrecho presenta problemas con líquidos que contiene sólidos en suspensión de gran tamaño, ya que durante el ensayo pueden verse obstaculizados por las partículas suspendidas, también presentan un problema similar los viscosímetros de cono y plato (J.Aguado, 1999).

De forma general, y sin entrar a especificar todos los tipos de viscosímetros expuestos, se muestra a continuación una tabla de las elecciones más comunes de viscosímetros para diferentes comportamientos reológicos.

| Tipo de fluido. | Aparato |
|--|--|
| Fluidos newtonianos de viscosidad media y baja. | Viscosímetros capilares y viscosímetros hidrostáticos. |
| Fluidos newtonianos de viscosidad alta y muy alta. | Viscosímetros capilares de presión externa regulada, viscosímetros coaxiales con movimiento axial y viscosímetros de placas deslizantes. |
| Fluidos plásticos, pseudoplásticos y dilatantes. | Viscosímetros capilares de presión externa regulada, viscosímetros rotacionales de cilindros coaxiales y viscosímetros de cono y placa. |
| Fluidos tixotrópicos y reopécticos. | Viscosímetros rotacionales de cilindros coaxiales y viscosímetros de cono y placa. Es imprescindible el uso de un registrador. |
| Fluidos viscoelásticos. | Reogoniómetros con registrador. |

Tabla III. III: Aplicaciones más comunes de los viscosímetros existentes (J.Aguado, 1999).

III. IV Seguimiento y control continuo de la viscosidad.

Para cerrar este capítulo anotar que en la actualidad, con un mercado cada vez más competitivo, el control de calidad se esta volviendo imprescindible en la rentabilidad de cualquier empresa. Esto hace que conocer las características de las materias primas y los productos elaborados sea imprescindible para tener resultado óptimo en los procesos productivos.

En el sector de la alimentación, en el que la viscosidad o consistencia de los fluidos es una señal de calidad del producto y de la correcta composición del mismo, el seguimiento de las propiedades del flujo y el control automático de las características de los productos alimentarios se ha vuelto una tarea de vital importancia, introduciéndose en las líneas productivas viscosímetros adaptados para medir de forma continua las propiedades a controlar. Así por ejemplo en la fabricación de kechup en la que es preciso mezclar tomate, azúcar y distintos ingredientes saborizantes, la variación de las proporciones de cualquiera de los ingredientes da como resultado un producto defectuoso y una consecuente pérdida económica, la monitorización de la viscosidad permite detectar dichas variaciones permitiendo de esta manera detectar de forma efectiva el error (R. Toledo, 1991; F. Steffe, 1996).

Muchos de los principios aplicados para el control de la viscosidad son similares a los expuestos para la reología, así como algunos de los viscosímetros descritos en los apartados anteriores.

Así por ejemplo, un viscosímetro capilar puede ser utilizado para el seguimiento de la viscosidad. Para ello es preciso conectarlo a uno de los conductos de conducción del proceso, del que, usando una bomba de medida, se extraiga un flujo constante del producto en circulación y se haga pasar a través

del tubo capilar, devolviéndolo al conducto principal aguas abajo del punto de entrada. La caída de presión necesaria para hacer circular el fluido a través del tubo capilar será proporcional a la viscosidad, por lo que la medida deberá permanecer constante durante todo el tiempo en el que este en funcionamiento el sistema productivo.

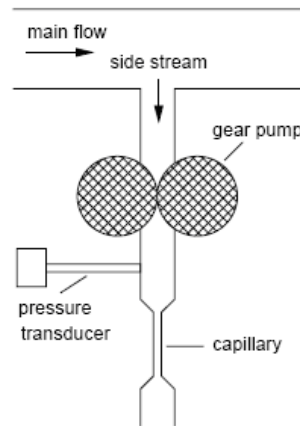


Figura III. VII: Seguimiento de la viscosidad mediante viscosímetro capilar conectado en línea (F. Steffe, 1996).

También es posible realizar seguimientos de la viscosidad a partir de viscosímetros de cilindros concéntricos. Para ello, una de las configuraciones más típicas consiste en introducir el viscosímetro dentro unos de los conductos por los que circula el producto a controlar y medir el par ejercido sobre el cilindro interior, generado por el movimiento, a una velocidad fijada, del cilindro exterior. La viscosidad será proporcional al momento dividido por la velocidad del cilindro exterior. Tanto el cilindro exterior como el interior cuentan con perforaciones en su base de manera que se asegure un flujo constante de fluido a través de ambos, ya que es en esta zona donde tiene lugar la medición de las propiedades que interesa monitorizar (F. Steffe, 1996).

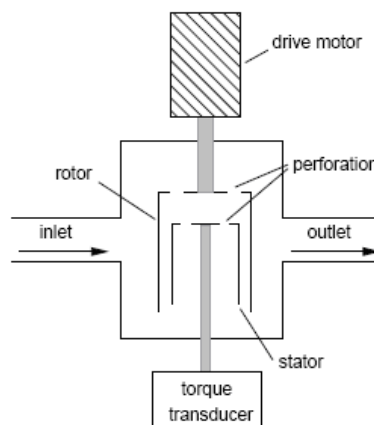


Figura III. VII: Viscosímetro concéntrico en medición continua (F. Steffe, 1996).

ANEXO IV: Código de los UDFs programados.

```

/*****
/* UDF de los perfiles de velocidades del intercambiador */
*****/

```

/* MOTIVACIÓN: Este UDF tiene el objeto de solucionar los altos valores de residuos de continuidad obtenidos al simular en Fluent dos fluidos con propiedades completamente diferentes. El resultado de dicha simulación daba lugar a una pobre solución del perfil de velocidades en el fluido de servicio.*/

/* SOLUCIÓN: La solución adoptada al problema ha sido:

1º Imponer un perfil de velocidad en el conducto de servicio, de manera que Fluent no tenga que resolver la ecuación de continuidad para esa superficie

2º Imponer condición de entrada de flujo desarrollado tanto para la entrada del servicio como para la del fluido, para reducir los fuertes gradientes de entrada producidos por la imposición de velocidad constante en toda la entrada. */

/* Referencia Bibliográfica:

Los perfiles y la nomenclatura están recogidos de los libros:

INCROPERA, F. J.; P. DE WIIT (1999) Fundamentos de la transferencia de calor, 4ª ed. *Ed. Prentice Hall.*

GEANKOPLIS, C. J. (2003). Transport Processes and Separation Process Principles 4ª ed. *Ed. Prentice Hall.* */

/* 1º Programación de "fixes values" en el fluido de servicio*/

#include "udf.h" /* Activa las funciones específicas de Fluent */

/* constantes globales*/

/* Todas las unidades van referidas al SI */

double a = 0.03805; /* Diámetro exterior (a) del conducto anular */

double b = 0.0254; /* Diámetro interior (b) del conducto anular */

double R = 0.0254; /* Diámetro (R) del conducto interior */

double pi= 3.14159;

double n = 0.276; /* Índice de comportamiento del flujo (adimensional)*/

```
/* Variables*/
```

```
double Q2 = 2.0136e-4;    /* Caudal (Q2) en m^3/s del conducto anular    */
                          /*el valor dado corresponde a los casos simulados en el
                          capítulo 3 */
```

```
double Q1 = 2.1222e-4;    /* Caudal (Q1) en m^3/s del conducto interior    */
                          /*el valor dado corresponde a los casos simulados en el
                          capítulo 3 */
```

```
/******
/* Programación del perfil de velocidades del conducto anular    */
/******
```

```
/* Velocidad en la dirección x */
```

```
DEFINE_PROFILE(u_anular, thread, np)
{
```

```
    cell_t c;
    real x[ND_ND];    /* establece los valores a los que será dirigido el vector*/
    real r;
```

```
    begin_c_loop(c, thread) /* "Lazo que realiza el cálculo mostrado a todas las "líneas" a
                             las que está dirigido el vector    */
```

```
    {
        C_CENTROID(x,c,thread);
        r = x[1];
        F_PROFILE(c, thread, np) = -1*(Q2/pi*2/(pow(a,4)-pow(b,4)- (pow (a*a-
        b*b,2)/log(a/b)))*(a*a - r*r + (a*a-b*b) /log(b/a)*log(a/r)));
```

```
        /* Ref Bibl: Fórmulas (6.72) y (6.73) del WHITE */
```

```
    }
    end_c_loop(c, thread)
}
```

```
/* Velocidad en la dirección y */
```

```
DEFINE_PROFILE(v_anular, thread, np)
```

```
{
  cell_t c;
  real x[ND_ND];
  real r;
```

```
begin_c_loop(c, thread)
```

```
{
  C_CENTROID(x,c,thread);
  r = x[1];
  F_PROFILE(c, thread, np) = 0;
}
```

```
end_c_loop(c, thread)
```

```
}
```

```

/*****
/* Programación de los perfiles de velocidad en las entradas */
*****/
```

```
/* 2º Imposición de Boundary Condiciontions en las caras de las celdas
de entrada*/
```

```
/* Boundary condition para entrada_servicio*/
```

/*Las condiciones de entrada son las mismas que las impuestas para todo el fluido de servicio no siendo necesaria ninguna programación adicional.*/

```
/* Boundary condition para entrada_fluido*/
```

/*En este caso se impone el perfil de entrada para un fluido no newtoniano, a una temperatura predeterminada, que sigue la ley de Ostwald-De Waale*/

```
DEFINE_PROFILE(u_interior, thread, index)
```



```
{
  real x[ND_ND];
  real y;
  face_t f;

  begin_f_loop(f, thread)

    {
      F_CENTROID(x,f,thread);
      y = x[1];
      F_PROFILE(f, thread, index) = (3*n+1)/(n+1)*Q1/(pi*R*R)*(1-pow(y/R,1/n+1));
    }
  end_f_loop(f, thread)
}
```